



Universidade Federal do Paraná

PLANTA FLEX NO MATO GROSSO

Curitiba
2012



Mario José Cacho Grippa

PLANTA FLEX NO MATO GROSSO

Trabalho realizado à disciplina de
Pós-graduação MBA – Gestão do
Agronegócio, da Universidade
Federal do Paraná, sob orientação
do Prof. Dr. João Padilha Júnior

Curitiba
2012

I. SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	4
2. OBJETIVO GERAL	5
2.1. OBJETIVOS ESPECÍFICOS	5
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
4. MATERIAIS E MÉTODOS	14
4.1. FERMENTAÇÃO.....	14
4.2. PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE CANA DE AÇÚCAR.....	17
4.3. PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE MILHO	24
4.4. DIFERENÇAS ENTRE OS PROCESSOS DE CANA E MILHO	33
4.5. SITUAÇÃO ATUAL DA USINA	34
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	35
5.1. BALANÇO DE MASSA	35
5.2. BALANÇO DE ENERGIA.....	42
5.3. FONTES ALTERNATIVAS DE ENERGIA.....	46
5.4. CUSTOS	48
5.4.1. Investimento Necessário	48
5.4.2. Custo Industrial.....	51
5.4.3. Outras análises econômicas.....	55
6. CONCLUSÃO	58
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	59

II. LISTA DE TABELAS

TABELA 1. DISTRIBUIÇÃO DAS USINAS DE ÁLCOOL NO BRASIL, 2010.....	7
TABELA 2. DISTRIBUIÇÃO DA PRODUÇÃO MUNDIAL DE ETANOL EM 2009.....	8
TABELA 3. CUSTO DE PRODUÇÃO EM DIVERSOS PAÍSES EM 2007.	9
TABELA 4. COMPARAÇÃO DAS DIFERENTES MATÉRIAS PRIMAS PARA A PRODUÇÃO DE ETANOL EM RELAÇÃO A ENERGIA E EMISSÃO DE GÁS CARBÔNICO	12
TABELA 5. TEORES MÉDIOS DE COMPOSIÇÃO EM AMOSTRAS DE ÓLEO FÚSEL.	23
TABELA 6. TÍPICO RESULTADO DE ANÁLISE GRANULOMÉTRICA DA FARINHA DE MILHO.	26
TABELA 7. COMPARAÇÃO ENTRE O SUBPRODUTO SECO DDGS E O ÚMIDO (WDGS)	32
TABELA 8. PROPORÇÃO DOS DIVERSOS PRODUTOS DA FERMENTAÇÃO	36
TABELA 9. COMPOSIÇÃO DO GRÃO DE MILHO.	37
TABELA 10. CONSIDERAÇÕES ADOTADAS NOS CÁLCULOS.	38
TABELA 11. BALANÇO DE MASSA NO PROCESSO.	39
TABELA 12. BALANÇO DE MASSA NA SECAGEM.	41
TABELA 13. MASSA DE ENZIMAS E LEVEDURAS A SEREM UTILIZADAS POR BATELADA.	41
TABELA 14. DOSAGEM E CONSUMO DE PRODUTOS QUÍMICOS POR BATELADA.	42
TABELA 15. PROPRIEDADES DE VAPOR SATURADO PARA DIVERSAS CONDIÇÕES.	43
TABELA 16. COEFICIENTES PARA O CÁLCULO DA CAPACIDADE CALORÍFICA.	44
TABELA 17. FONTES DE ENERGIA E SEUS PREÇOS NO BRASIL.	46
TABELA 18. FONTES ALTERNATIVAS DE ENERGIA E SEUS CALORES ESPECÍFICOS.	47
TABELA 19. QUANTIDADE E CUSTO DAS FONTES ALTERNATIVAS.	47
TABELA 20. CUSTOS DOS EQUIPAMENTOS PARA PRODUÇÃO DE ETANOL DE MILHO.	50
TABELA 21. ESTIMATIVA DE CUSTOS DE IMPLANTAÇÃO DA USINA FLEX.	50
TABELA 22. CUSTO COM MATÉRIA PRIMA E RECEITA DA PLANTA FLEX.	51
TABELA 23. CUSTOS COM INSUMOS NA PLANTA FLEX.	52
TABELA 24. OUTROS CUSTOS DA PLANTA FLEX.	52

III. LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1. DISTRIBUIÇÃO DO MERCADO MUNDIAL DE ETANOL EM 2009	9
FIGURA 2. ETAPAS DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE ETANOL DE DIVERSAS MATÉRIAS.	10
FIGURA 3. VARIAÇÃO NO PREÇO DO ETANOL HIDRATADO NO BRASIL. (CEPEA)	13
FIGURA 4. VARIAÇÃO NO PREÇO DO ETANOL ANIDRO NO BRASIL. (CEPEA)	14
FIGURA 5. POSSÍVEIS VIAS FERMENTATIVAS.	16
FIGURA 6. FLUXOGRAMA DE PRODUÇÃO DE ETANOL E AÇÚCAR.	18
FIGURA 7. FLUXOGRAMA DE PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE CEREAIS.	25
FIGURA 8. PERFIL DE VISCOSIDADE DURANTE A LIQUEFAÇÃO.	27
FIGURA 9. ROTA DE TRANSFORMAÇÃO DO AMIDO EM AÇÚCARES FERMENTESCÍVEIS.	29
FIGURA 10. PRATO DE DISCO E DONUT QUE PERMITE A PASSAGEM DE SÓLIDOS.	31
FIGURA 11. DISTRIBUIÇÃO DE CUSTOS NA PLANTA FLEX.	53
FIGURA 12. PREÇO DA TONELADA DE MILHO NO MATO GROSSO E SÃO PAULO.	56
FIGURA 13. PREÇOS PRATICADOS DO ETANOL ANIDRO E HIDRATADO.	57
FIGURA 14. AVALIAÇÃO DA LUCRATIVIDADE COM PREÇOS REALIZADOS EM SP E MT.	58

1. INTRODUÇÃO

O Pró-Álcool foi um programa do governo brasileiro para substituição dos carros movidos por petróleo pelos movidos à álcool lançado em 1975 devido a primeira crise do petróleo, pois o preço do barril do combustível natural subiu significativamente. (Gasparetto Jr, 2008)

A partir de então o Brasil se tornou o maior produtor de etanol do mundo. Posteriormente outros países se juntaram à iniciativa de produção de etanol em substituição da gasolina devido às suas vantagens ambientais. O etanol, por ser produzido a partir de produtos agrícolas, é considerado uma fonte de energia renovável.

Desde o começo da produção de etanol no Brasil a cana-de-açúcar foi sua principal matéria prima. A safra da cana-de-açúcar é sazonal, iniciando-se em maio e terminando em novembro. Neste período ocorre o amadurecimento da cana, devido a fatores climáticos, como falta de umidade, luminosidade e frio. Com base na maturação, a cana passa a ser cortada de forma planejada, de modo que se tenha áreas com cana plantada que vão estar próprias para corte em momentos diferentes. (INMETRO, 2012)

Devido à sazonalidade da cana, as usinas ficam com suas instalações paradas no período de entressafra. Através de pequenas alterações no processo produtivo atual da cana seria possível adaptar o processo para produção de etanol através do milho neste mesmo período. Criando assim o que se pode chamar de uma usina flex, produtora de etanol de cana e milho.

Isso acarretaria em grandes vantagens para as usinas como, por exemplo, diminuição de seus custos fixos, aproveitamento da capacidade instalada e aumento da produção de etanol. Outra vantagem seria a oferta deste etanol justamente no período de entressafra, período no qual existe demanda do produto, mas menor oferta. Consequentemente os preços de mercado do etanol neste período são maiores que os praticados no resto do ano.

A utilização do mesmo espaço físico com pequenas mudanças no processo também traz vantagens, pois demanda um investimento inicial menor do que instalar uma planta inteira nova. Acarreta menores custos com energia também, devido à

utilização do bagaço de cana como fonte de energia. Nos EUA, em plantas que processam apenas milho, um dos maiores custos é com energia.

Diferentemente da cana, o processamento milho têm dois subprodutos com grande valor agregado no mercado: o óleo e o resíduo proteico. Esses dois produtos podem ser vendidos facilmente e auxiliam o resultado econômico final a ser positivo.

Atualmente já existem usinas que podem ser denominadas de plantas flex. Uma delas se encontra no Brasil e outras quatro plantas no Paraguai. No Brasil o processamento de milho na usina flex se dá apenas no período da entressafra da cana, no entanto, no Paraguai algumas das plantas já têm o processo de milho totalmente em paralelo ao de cana podendo produzir etanol de milho o ano inteiro. Uma das plantas lá inclusive começou produzindo apenas etanol de milho e resolveu começar a processar a cana para utilizar o bagaço como fonte de energia. Todas elas são provas concretas de que o conceito é válido e viável.

2. OBJETIVO GERAL

O objetivo principal deste trabalho será o de avaliar a viabilidade energética e econômica de se adaptar uma usina produtora de álcool a partir de cana de açúcar para utilização de milho como matéria prima no período da entressafra.

2.1. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- a) Verificar se é possível processar milho no período de entressafra com sobra de bagaço de uma usina.
- b) Determinar quais são as adaptações necessárias no processo de cana para processar milho, qual o investimento requerido, qual o tempo de retorno e taxa de retorno do investimento.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A cerveja e o vinho são produzidos desde 6.000 a.C. por babilônios e sumérios através da fermentação espontânea. No ano de 2.000 a.C. a panificação e as bebidas fermentadas eram conhecidas por egípcios e gregos. (NAJAFPOUR, 2007)

Em 1875 Pasteur provou que a fermentação é um processo causado por microorganismos e entre 1880 a 1910 surgiram as tecnologias para fermentação industrial (ácido láctico, vinagre, etanol).

As técnicas de produção de álcool começaram a se expandir a partir da descoberta da destilação que se deve aos árabes.

De 1910 até 1940 foram se desenvolvendo tecnologias para síntese de glicerol, acetona e ácido cítrico que são subprodutos da fermentação dependendo da rota e do microorganismo adotado no processo.

O etanol ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$), também chamado álcool etílico e, na linguagem popular, simplesmente álcool, é uma substância orgânica obtida da fermentação de açúcares ou hidratação do etileno. Ele é encontrado em bebidas como cerveja, vinho e aguardente, bem como na indústria de perfumaria.

Ele pode ser produzido a partir de açúcares (melaço, cana-de-açúcar, beterraba), amidos (milho, trigo, aveia, arroz, mandioca, batata doce, ervilha, feijão) ou celuloses (madeira, resíduos industriais ou agrícolas).

Atualmente são produzidos dois tipos de álcool, o anidro e o hidratado. Etanol hidratado é uma mistura de álcool e água (hidroalcoólica) com teor mínimo de 92,6° INPM (% mássica de álcool presente na solução). O emprego desse produto é feita na indústria farmacêutica, alcoolquímica, bebidas, combustível de automóveis e produtos de limpeza. Ele também pode ser utilizado como matéria prima para produção de vinagre, síntese de cloral e iodofórmio. (ANP, 2008)

Já o etanol anidro tem um teor alcoólico mínimo de 99,3° INPM e é utilizado como combustível misturado na gasolina e matéria prima na indústria de tintas, solventes e vernizes.

No Brasil, desde 2 de maio de 2010, o percentual obrigatório de etanol anidro na gasolina é 25%, sendo que a margem de erro é de 1% para mais ou para menos sendo esse percentual o mesmo adotado nos Estados Unidos. (ANP, 2008)

Atualmente a cana-de-açúcar é a que oferece mais vantagens energéticas e econômicas para produção de etanol no Brasil. O Brasil só produz etanol de cana e é essencialmente produzido nas regiões sudoeste e nordeste do Brasil. A Tabela 1 apresenta a distribuição das usinas no Brasil por estado.

Tabela 1. Distribuição das usinas de álcool no Brasil, 2010.

UF	Quantidade de usinas por Estado	%
AC	1	0,2%
AL	21	4,0%
AM	1	0,2%
BA	4	0,8%
CE	3	0,6%
ES	6	1,1%
GO	36	6,9%
MA	4	0,8%
MG	47	9,0%
MS	21	4,0%
MT	10	1,9%
PA	1	0,2%
PB	8	1,5%
PE	19	3,6%
PI	1	0,2%
PR	36	6,9%
RJ	5	1,0%
RN	4	0,8%
RO	1	0,2%
RS	2	0,4%
SE	6	1,1%
SP	283	54,2%
TO	2	0,4%
Total	522	100,0%

Fonte: Agência Nacional do Petróleo.

Pode-se observar na Tabela 1 que existem cadastradas na Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) 522 usinas produtoras de etanol das quais a maior quantidade se encontra no estado de São Paulo (54%), seguido por Minas Gerais (9%) e Paraná empatado com o estado de Goiás (6,9%). Cinco estados brasileiros (Acre, Amazonas, Pará, Piauí e Rondônia) possuem apenas uma usina cada.

Pesquisadores do Núcleo Interdisciplinar de Planejamento Energético (Nipe) da Universidade de Campinas (Unicamp) estimam que o Brasil deveria aumentar em doze vezes sua produção de etanol para substituir 10% do consumo mundial atual de gasolina.

Segundo projeção divulgada pela Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores (Anfavea), até 2013, o número de veículos movidos a álcool e gasolina (flex) em circulação crescerá em 500%. A frota atual, segundo a Anfavea, alcança 6,5 milhões de unidades que circulam com as mais diferentes misturas de gasolina e etanol.

Nos últimos 40 anos, a produção canavieira no Brasil cresceu significativamente, passando de 90 milhões de toneladas em 1975 para mais de 650 milhões em 2012. Com relação ao etanol, passou-se de 500 milhões de litros para mais de 22,7 bilhões de litros. Também a produtividade de álcool melhorou. Saiu-se de 3 mil por hectare para 7 mil litros por hectare e o processo de fermentação gira hoje em torno de 15 horas, dependendo exclusivamente da linhagem de levedura utilizada.

Segundo dados americanos da RFA (Renewable Fuels Association) o Brasil é o segundo maior produtor de álcool do mundo perdendo apenas para os Estados Unidos. Pode-se verificar a produção mundial de diversos países conforme a Tabela 2. Nota-se que a produção do Brasil em 2009 foi de 24,9 bilhões de litros de etanol.

A partir da Tabela 2 se pode desenhar o gráfico da Figura 1 onde se verifica a distribuição do mercado mundial de etanol. Os EUA produzem mais de 50% do álcool mundial enquanto que o Brasil produz 33%, seguido de longe pela União Européia com 5% e a China com 3%.

Tabela 2. Distribuição da produção mundial de etanol em 2009

País	Milhões de Litros
EUA	40.174,00
Brasil	24.930,20
União Européia	3.939,78
China	2.052,47
Tailândia	1.649,41
Canadá	1.101,34
Colômbia	315,37
Índia	347,43
Austrália	215,27
Outros	937,15
Total	75.662,42

Fonte: RFA, F.O. Lichts

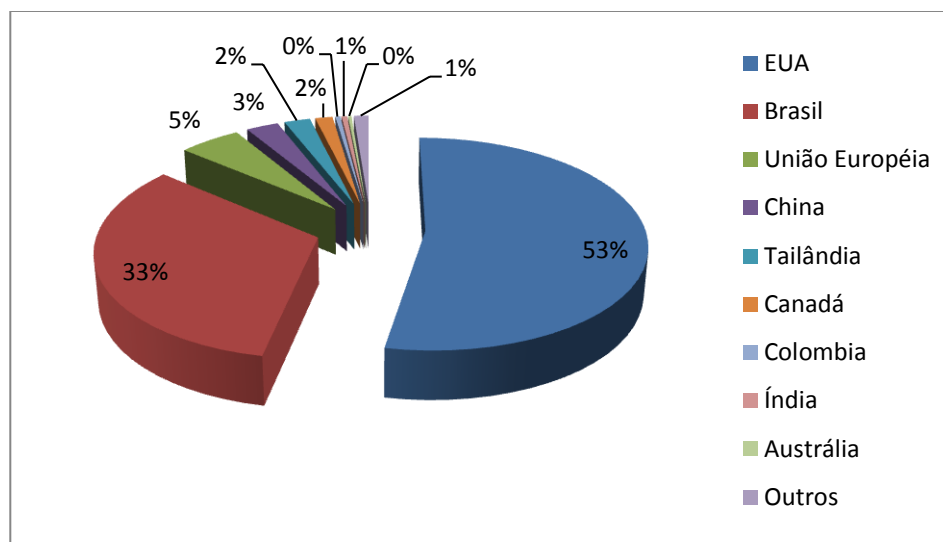


Figura 1. Distribuição do mercado mundial de etanol em 2009

Na Tabela 3 se encontram estimativas de custo de produção em diversos países com suas respectivas matérias primas. Analisando a tabela se nota que o menor custo de produção em dólares por litro é o do Brasil com US\$ 0,22 por litro seguido da China e depois pelos Estados Unidos nos menores custos de produção. Isso de acordo com o jornal Estado de São Paulo em matéria publicada em março de 2007.

Deve-se lembrar, no entanto, que os governos dos Estados Unidos e dos países da União Européia fornecem subsídios para produção de etanol o que possibilita a diminuição do custo de produção.

Tabela 3. Custo de produção em diversos países em 2007.

País	Matéria Prima	Custo de produção (USD/L)
EUA	Milho	0,30
Brasil	Cana de açúcar	0,22
União Européia	Cereais	0,45
União Européia	Beterraba	0,53
China	Milho	0,28
Canadá	Milho	0,33

Fonte: O Estado de S. Paulo – edição de 04/03/07

Cada processo possui um custo devido à localização da indústria, processo tecnológico adotado e também das diferentes matérias primas utilizadas. A Figura 2 resume as rotas tecnológicas para produção de etanol com diferentes matérias primas.

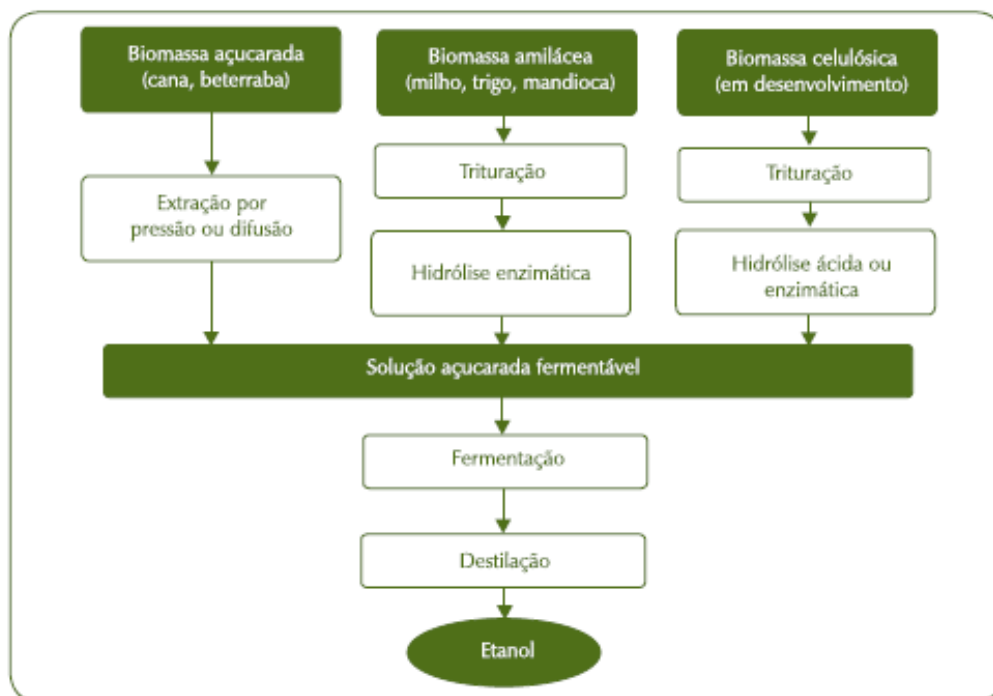


Figura 2. Etapas do processo de produção de etanol de diversas matérias. (Luiz A. Nogueira, 2008)

Considerando a produção com base em açúcares, o processo é mais simples e envolve uma etapa a menos, já que os açúcares estão disponíveis na biomassa. Normalmente o processo se baseia na extração dos açúcares (por meio da moagem ou da difusão) e pode seguir diretamente para a fermentação. Após a fermentação, o vinho resultante é destilado, assim como no caso da produção com base no amido.

Atualmente a empresa POET, produtora majoritária de etanol a partir de milho nos Estados Unidos, está construindo uma planta de escala comercial para produzir etanol a partir de matéria celulósica. A matéria prima será sabugo, cascas e folhas de milho e conta com o apoio do Departamento de Energia dos Estados Unidos que garantiu um empréstimo de 105 milhões de dólares. A empresa possui uma planta piloto na Escócia que está funcionando desde 2008 e produz 80 litros de etanol a partir de uma tonelada de matéria celulósica.

Em 2012 vai operar a primeira unidade de produção de etanol celulósico em escala comercial, em Crescentino, na Itália. A planta, resultado de parceria entre a Novozymes A/S, que domina o mercado mundial de enzimas, e a Mossi & Ghisolfi Group (M&G), indústria química italiana especializada em resinas para embalagens de alimentos e terá capacidade para produzir 50 milhões de litros por ano.

O produto é produzido a partir de restos agrícolas, como bagaço de cana-de-açúcar, palha de milho, palha de trigo ou lascas de madeira. A unidade foi desenhada para operar com diversas matérias-primas e será auto-suficiente em termos energéticos: a lignina, um co-produto extraído da biomassa durante a produção do etanol, será queimada em uma planta anexa para gerar eletricidade.

“A planta prova que o etanol celulósico pode ser produzido de forma sustentável, mas as pesquisas não param por aqui. Estamos avaliando substitutos biotecnológicos para toda uma gama de produtos químicos e petroquímicos”, disse Vittorio Ghisolfi, presidente da M&G. Já Poul Ruben Andersen, diretor de marketing no setor de bioenergia da Novozymes, garante que biocombustíveis obtidos a partir de biomassa lignocelulósica não são mais um sonho distante: “A tecnologia está pronta e as plantas industriais produzirão em escala comercial, oferecendo uma alternativa convincente à gasolina”, disse.

Outro ponto muito discutido em relação à produção de etanol seria a quantidade de energia consumida na fabricação do componente bem como se ele seria realmente ecologicamente correto devido à diminuição de gases de efeito estufa na atmosfera.

Sabe-se que diferentemente da combustão da gasolina, a combustão do álcool no veículo gera principalmente vapor de água e gás carbônico. A gasolina, por sua vez, emite gases como monóxido de carbono, óxidos de nitrogênio e hidrocarbonetos não consumidos devido à sua natureza fóssil.

A maior discussão existente é a dos Estados Unidos que produz etanol a partir de milho (produto alimentício) utilizando combustíveis fósseis como gás natural e, portanto, ainda dependendo da utilização do petróleo para gerar energia ecologicamente correta.

Independentemente da biomassa utilizada para sua produção, o principal objetivo do uso do bioetanol como combustível é a substituição de derivados de

petróleo, o que permite diminuir a dependência por tais recursos fósseis e mitigar as emissões de gases de efeito estufa (GEE). (BNDES e CGEE, 2008)

Diversos estudos já foram realizados com o intuito de avaliar os impactos energéticos e ambientais dos biocombustíveis. No caso da cana, considerando a substituição de gasolina e a mitigação das emissões de GEE, já são reconhecidas há bastante tempo as vantagens ambientais do bioetanol no Brasil, desde a divulgação dos primeiros trabalhos mais detalhados sobre o tema [Macedo e Horta Nogueira (1985) e Macedo (1992)].

Desde então, estudos de atualização vêm sendo publicados acompanhando a evolução das práticas agroindustriais no setor sucroalcooleiro e o avanço do conhecimento sobre os aspectos ambientais.

A Tabela 4 apresenta um resumo da relação entre produção e consumo de energia no processo de cada matéria prima e emissões evitadas de CO₂. Essas emissões evitadas correspondem à diferença entre a produção de gás carbônico no processo contra o que seria emitido não utilizando o etanol ou a utilização de outras fontes de energia fósseis para gerar eletricidade ou energia térmica para o processo de produção. Nota-se que a maior razão é a da cana de açúcar seguido de resíduos lignocelulósicos.

Tabela 4. Comparação das diferentes matérias primas para a produção de etanol em relação a energia e emissão de gás carbônico

Matéria-Prima	Relação de energia	Emissões Evitadas (%)
Cana	9,3	89
Milho	0,6 - 2,0	menos 30 a 38
Trigo	0,97 - 1,11	19 a 47
Beterraba	1,2 - 1,8	35 a 56
Mandioca	1,6 - 1,7	63
Resíduos Lignocelulósicos*	8,3 - 8,4	66 a 73

Fonte: Elaborado com base em Daí et. Al. (2006), EBAMM (2005), IEA (2004), Macedo et al. (2007) e Nguyen et al. (2007)

* Estimativa teórica

Como se nota o processo de produção de etanol a partir de cana-de-açúcar é bem vantajoso, no entanto, a safra só permite a produção de álcool durante 5 meses ao ano (safra).

A utilização do bagaço sobressalente da safra de cana para produção de energia elétrica e térmica para o processo de produção de etanol a partir de milho (evitando emissões de CO₂ de combustíveis fósseis) e a possibilidade de produção de etanol no período da entressafra (período no qual o preço do etanol se encontra mais alto) resultaria num processo vantajoso que abrange apenas as vantagens de cada matéria prima.

Na Figura 3 se pode verificar a variação do preço nominal do álcool hidratado sem impostos de janeiro de 2009 até junho de 2011 em São Paulo. A Figura 4 representa a mesma curva, mas para o etanol anidro.

Nos dois casos se verifica uma maior variação no preço nominal de venda de etanol no ano de 2011. Sabendo que o período de entressafra vai de novembro a março podendo abranger outubro e abril dependendo do ano, verifica-se nos gráficos que nesses períodos sempre há um aumento no preço do produto devido à demanda continuar a mesma, mas a oferta diminuir.

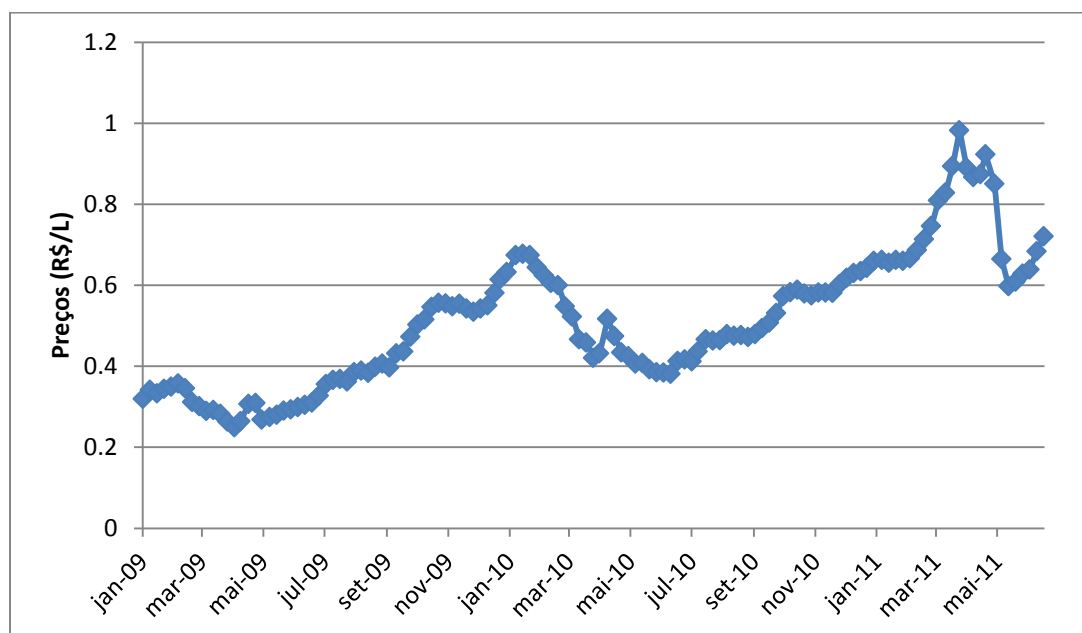


Figura 3. Variação no preço nominal do etanol hidratado no Brasil. (CEPEA, 2011)

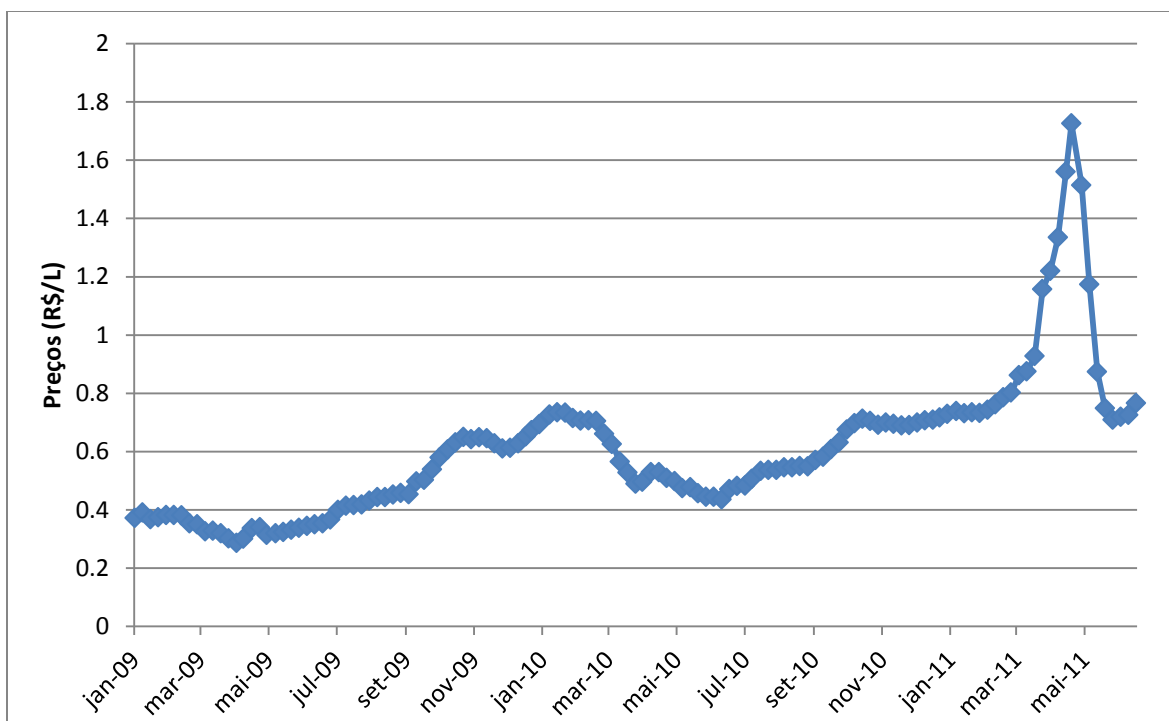


Figura 4. Variação no preço nominal do etanol anidro no Brasil. (CEPEA, 2011)

4. MATERIAIS E MÉTODOS

Foi feito uma avaliação de um caso real em uma usina localizada no estado de Mato Grosso. Foram obtidos dados importantes para realizar os cálculos de avaliação como, por exemplo, rendimento do bagaço em vapor, quantidade de sobra de bagaço para entressafra, capacidade de produção das dornas e dos aparelhos de destilação. Pressão de operação da caldeira, tipo dos aparelhos de destilação, entre outros.

Todos os dados foram cedidos pela usina para realização dos cálculos. Eles consistem em obter quantos dias será possível processar o milho durante a entressafra com a sobre de bagaço, quanto de etanol será produzido e quanto de milho será possível processar pela capacidade fermentativa já instalada. Quanto de resíduo proteico e óleo serão obtidos.

Será também realizado uma avaliação do investimento que será necessário para as modificações na planta, qual o tempo de retorno e taxa de retorno do investimento.

4.1. FERMENTAÇÃO

Atualmente, o termo fermentação pode apresentar diferentes significados dependendo o setor do conhecimento que o utiliza. O sentido geral do termo significa qualquer processo de cultivo microbiológico que ocorre com ou sem ar.

A utilização de microrganismos na biotransformação da matéria vem desde a antiguidade. Através da observação do ambiente ao seu redor, o ser humano passou a perceber que certos processos se desenvolviam devido à presença de microrganismos no meio. A descoberta de microrganismos que podiam modificar um determinado substrato possivelmente foi feita ao acaso, como ao perceber que a carne seca resistia a deteriorização.

Pode-se citar a ação de leveduras em extratos de frutas ou grãos, fazendo fermentação alcoólica, onde os carboidratos são reduzidos a piruvato e então ocorrem a reoxidação da forma reduzida da nicotinamida adenina dinucleotídeo (NADH) e a produção de moléculas de etanol.

Outro tipo de fermentação inclui o cultivo de bactérias acéticas na produção de vinagre. Bactérias lácteas são responsáveis pela preservação do leite na produção de iogurte e queijo. Num cultivo, pode-se visar também à produção de biomassa, onde as células estão em meio nutritivo que favorece a multiplicação, como na produção de fermento.

Os processos desenvolvidos no cultivo de microrganismos se desenvolvem geralmente em equipamentos denominados biorreatores. Eles consistem em um sistema aberto ou fechado, onde há a manipulação dos parâmetros físicos (pH, concentração de reagentes, transferência de calor e massa, aeração) de forma a regular a catálise, promovendo um melhor rendimento em biomassa e/ou produto, além de tentar minimizar os custos de produção.

Eles geralmente são tanques cilíndricos que apresentam ou não sistema de agitação, mas também podem ser um simples Erlenmeyer. Novos modelos de biorreatores aparecem constantemente, de forma a melhorar a qualidade do processo dependendo do tipo de célula a ser cultivada (bactérias, fungos, tecidos animais ou vegetais e células ou enzimas imobilizadas, entre outros).

A Figura 5 mostra diversas vias de fermentação.

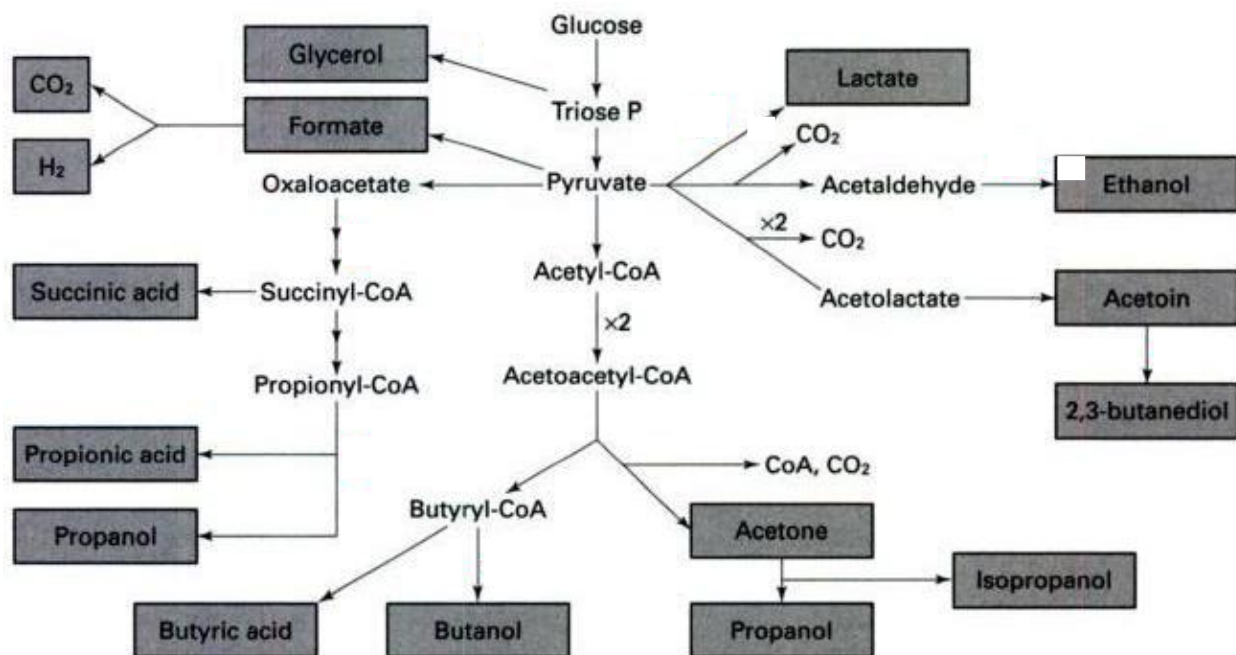


Figura 5. Possíveis vias fermentativas. (Fonte: Ratledge & Kristiansen, 2001)

O conjunto de reações que resultam na formação de álcool etílico e CO_2 a partir de um carboidrato recebe o nome de via de Embden-Meyer-Parnas.

Fizeram experimentos aeróbicos e observaram que *Saccharomyces cerevisiae* cultivada na presença de fonte de nitrogênio usava somente 3 a 20% do açúcar metabolizado para respiração, o restante ia para a via fermentativa do etanol. Já leveduras cultivadas em meios sem nitrogênio utilizavam 25 a 100% dos açúcares metabolizados para respiração.

Com o avanço dos estudos, foram elucidados os mecanismos reacionais intermediários da produção de etanol a partir de glicose e conseqüentemente se conseguiu um maior rendimento na produção de etanol na fermentação.

Durante o cultivo, pode ocorrer também a formação de produtos secundários através de outras vias metabólicas realizadas para a o crescimento celular e produção de biomassa. Estima-se que 95% dos açúcares metabolizados têm como destino a produção de etanol e CO_2 . Os outros 5% são desviados para a formação de glicerol, ácidos orgânicos (como ácido succínico, acético e pirúvico), álcoois superiores, acetaldeído, acetoína, butilenoglicol, entre outros.

A fermentação alcoólica é realizada normalmente por leveduras como *Saccharomyces cerevisiae*, *S. ellipsoideus*, *S. carlbergensis* e *S. warum*, e bactérias como *Zymomonas mobilis*, sendo que as leveduras são os microrganismos mais utilizados na indústria.

Os principais fatores que afetam a fermentação são a composição química do meio (substrato, nutrientes, contaminantes), o microorganismo utilizado (tolerância a contaminantes) e as condições físicas e ambientais do processo (temperatura, pH, aeração).

4.2. PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE CANA DE AÇÚCAR

O processo de produção de etanol a partir de cana é muito conhecido. É a matéria prima mais utilizada no Brasil e o processo mais adotado pelas indústrias no país é o de Melle Boinot, no qual se faz a recuperação de leveduras.

Normalmente se produz etanol anexado à planta de produção de açúcar possibilitando à indústria uma maior versatilidade, permitindo a escolha de produzir mais açúcar ou mais etanol dependendo do mercado.

O processo de produção de etanol e açúcar está exemplificado na Figura 6. Deve-se lembrar que a descrição do processo pode variar de indústria para indústria conforme as capacidades e rotas adotadas, mas as etapas básicas são as mesmas.

Primeiramente a cana deve ser colhida e transportada até a entrada da indústria. A cana-de-açúcar é constituída basicamente de água (65 a 75%), sólidos (11 a 18%), fibras (8 a 14%) e pequenas quantidades de ácidos orgânicos e inorgânicos, proteínas, amido, ceras, graxas e corantes. Nos sólidos incluem-se: sacarose, glicose, frutose e sais. Os açúcares (glicose e frutose) serão as substâncias utilizadas tanto para a produção de etanol como para a produção de açúcar.

A colheita da cana pode ser feita manual ou mecanicamente. No primeiro caso, a cana é obtida inteira e no segundo caso, obtêm-se toletes de 20 a 25 cm.

Na chegada da cana à fábrica são retiradas amostras nas quais se realiza o teste de ART (açúcares redutores totais) para determinar a quantidade de açúcares fermentáveis que corresponde ao preço a ser pago pelo produto.

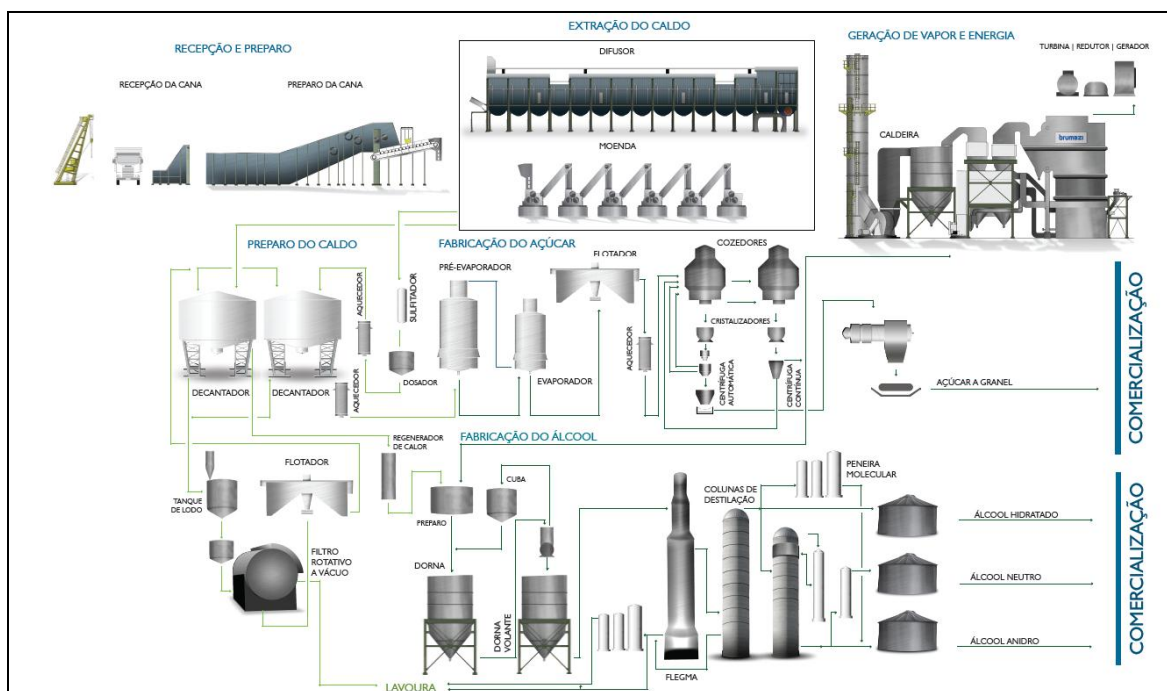


Figura 6. Fluxograma de produção de etanol e açúcar. (Serquímica, 2008)

A cana descarregada nas mesas alimentadoras pode ser lavada ou não dependendo da usina. Esta lavagem tem o intuito de retirar parte de matérias estranhas, como terra e areia, de modo a obter um caldo de melhor qualidade e evitar o desgaste excessivo dos equipamentos. A cana colhida mecanicamente não é lavada pois, devido a sua forma de toletes, o arraste de sacarose pela água seria muito grande.

Logo após a lavagem, a cana é conduzida através de esteiras rolantes para um jogo de facas niveladoras, seguido do picador, do desfibrador e do eletroímã. Esta etapa é conhecida como preparo da cana. O nivelador proporciona uma alimentação uniforme. O picador e o desfibrador têm como objetivo aumentar a densidade, aumentando a capacidade de moagem, e romper ao máximo as células para forçar uma maior eficiência de extração do açúcar. Já o eletroímã visa retirar possíveis materiais ferrosos que possam vir com a cana para evitar a quebra dos rolos das moendas.

A extração dos sólidos da cana é feita pelo esmagamento nos rolos das moendas que exercem forte pressão. As moendas separam água e sólidos da fibra que formará o bagaço. A sacarose está dissolvida no caldo, portanto, o objetivo da moagem

é extrair a maior quantidade possível de sólidos da cana. Na prática, extrai-se 94 a 96% do caldo da cana, que é utilizado para produzir açúcar ou álcool.

Um segundo objetivo da moagem, porém de extrema importância, é a produção de um bagaço final com baixa umidade para ser queimado nas caldeiras visando a produção de energia mecânica na forma de vapor de água a alta pressão.

No intuito de diluir os sólidos remanescentes no bagaço para aumentar a extração, adiciona-se água ao bagaço antes de passar pelos últimos rolos, constituindo o processo denominado embebição. A embebição utilizada é do tipo composta, que consiste em adicionar água entre os últimos ternos e fazer retornar o caldo extraído deste último para o anterior e assim sucessivamente até o segundo terno (conjunto de três rolos da moenda).

Como citado anteriormente, a moagem separa o caldo do bagaço. Este bagaço é conduzido, através de esteiras à caldeira onde é queimado para a produção de vapor d'água de alta pressão. Este vapor é utilizado no acionamento de turbinas a vapor, transformando energia térmica em energia mecânica. Essas turbinas movimentam os picadores, os desfibradores, as moendas bem como geradores de energia elétrica, necessária em vários setores da indústria. O vapor liberado nas turbinas, denominado vapor de escape, é um vapor de baixa pressão e é utilizado como fonte básica de energia ao longo do processo de fabricação do açúcar e do álcool.

Normalmente a geração de energia elétrica é excedente ao necessário na planta podendo a mesma ser utilizada na irrigação de lavouras ou mesmo vendida à terceiros desde que tenha autorização do órgão público competente.

O caldo resultante da extração pelas moendas passa por algumas etapas de tratamento antes de ser encaminhado à produção de açúcar e/ou álcool. Este caldo é encaminhado às peneiras vibratórias que fazem a retirada de sólidos não solúveis remanescentes mais grosseiros. No entanto, impurezas menores não são removidas pelas peneiras. Posteriormente o caldo sofre um tratamento químico para correção de pH ou adição de coagulantes e agentes químicos que possam efetuar a separação dessas impurezas menores (sólidos solúveis, insolúveis, coloidais) que são retirados no decantador.

O caldo pode sofrer o processo de sulfitação e caleagem. A sulfitação é a absorção de SO_2 pelo caldo inibindo reações que dão cor ao caldo e coagulando materiais indesejados utilizada apenas no processo de produção de açúcar. A calagem consiste na adição de cal (leite de cal ou cal mesmo) que também realiza a limpeza da solução (caldo) e eleva o pH para valores neutros.

O caldo é então aquecido a aproximadamente 105°C para acelerar e facilitar as reações de coagulação e floculação dos colóides e não-açúcares protéicos e emulsificar graxas e ceras. O aquecimento nesta etapa do processo visa essencialmente aumentar a eficiência do processo de decantação.

A decantação, também chamada de clarificação, é a etapa de purificação do caldo pela remoção das impurezas floculadas nos tratamentos anteriores. O caldo, livre das impurezas, é chamado caldo decantado e segue para a etapa de evaporação ou fermentação. As impurezas floculadas constituem o chamado lodo.

No decantador se retira o caldo clarificado pelo topo do equipamento e pelo fundo se retira o lodo. Este lodo é filtrado, normalmente em filtros rotativos à vácuo, que retiram o restante de caldo do lodo. A torta retirada no filtro é então raspada do equipamento e carregada em caminhões. Essa torta é normalmente utilizada como adubo nas lavouras.

O caldo clarificado por sua vez pode se tornar açúcar ou álcool. Nesse ponto é possível existir a separação de correntes. Se o caldo for virar açúcar, ele é enviado a evaporadores que retiram a água do caldo e produzem um xarope (caldo concentrado). Caso contrário o caldo é resfriado e enviado aos fermentadores.

São utilizados evaporadores de múltiplo efeito concorrente nos quais o vapor gerado pela evaporação no primeiro equipamento é utilizado como fonte de energia para o segundo evaporador e assim sucessivamente. Assim o caldo, que chega com uma concentração em torno de 85% em água, é concentrado para 40% formando um xarope e existe uma economia de energia no processo.

O xarope é enviado ao cozimento que é uma nova etapa de concentração só que agora com a formação de cristais em virtude da precipitação da sacarose dissolvida na água. Os cozedores são equipamentos semelhantes aos evaporadores e seu produto final, cristais de açúcar envolvidos em mel (solução açucarada), é

chamado de massa cozida. Nessa etapa atinge-se uma concentração entre 90 e 95 °Brix (porcentagem em peso de sólidos) à temperatura entre 58 a 65 °C.

A massa cozida é então enviada a cristalizadores que a resfriam lentamente com o auxílio de água. Dessa maneira, consegue-se recuperar parte da sacarose que ainda estava contida no mel por sua deposição nos cristais já existentes gerando o conseqüente aumento dos mesmos.

Dos cristalizadores, a massa cozida segue às centrífugas. A força centrífuga promove a separação do açúcar. O mel removido é coletado e retorna aos cozedores para um maior esgotamento ou pode ser encaminhado aas dornas de fermentação onde seriam diluídos e fermentados para produção de álcool. O açúcar descarregado das centrífugas apresenta alto teor de umidade (0,5 a 2%) e temperatura elevada (65 a 95°C).

Por meio de um elevador de canecas, os cristais de açúcar seguem para a evaporação ou secagem em tambores rotativos, levemente inclinados em relação à horizontal, e usando ar quente em contracorrente com o açúcar a ser seco. Este açúcar pode ser comercializado desta forma como açúcar cristal, ou então, utilizado para a fabricação de outros produtos como o açúcar invertido, o açúcar refinado ou o açúcar líquido.

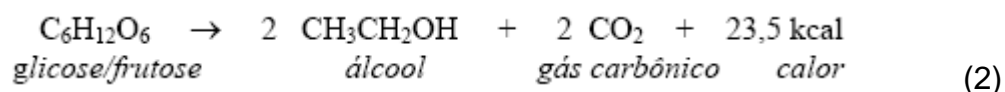
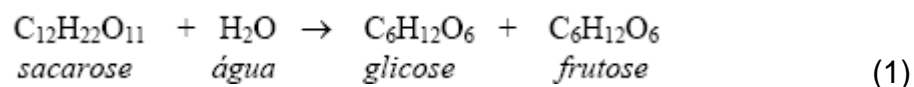
Atualmente, dois tipos de armazenagem e manipulação de açúcar apresentam aceitação generalizada: armazenagem em sacaria e a granel. O sistema de armazenagem em sacaria, predominante até alguns anos atrás, vem lentamente cedendo lugar ao sistema a granel. A armazenagem a granel traz uma série de vantagens econômicas sendo a principal delas o fato de assegurar uma deterioração mais lenta que a do açúcar ensacado, podendo ocorrer o fenômeno ou a umidificação, porém restringindo-se à superfície da pilha de estocagem sem maiores conseqüências em seu interior.

A outra parte do caldo clarificado que foi separado é enviado às dornas de fermentação, mas não sem antes sofrerem um resfriamento. Como a fermentação se dá através de microorganismos existe uma temperatura e condições ambientes idéias para o seu desenvolvimento e produção de substrato.

Nos fermentadores são adicionadas as leveduras que produzirão o álcool. Depois de 8 a 12 h de fermentação a solução é enviada para centrifugas. Deve-se na etapa de fermentação manter a temperatura menor que 40°C (30 a 35°C) para que as leveduras não sofram stress e produzam menos etanol. Assim algum meio de resfriamento deve ser empregado.

Nas centrífugas ocorre o processo de separação das leveduras do restante da solução conhecido como vinho. As leveduras são encaminhadas para as cubas ou pré-fermentadores onde são quimicamente tratadas (adição de ácido sulfúrico para gerar pH ácido) e diluídas para uma concentração adequada para serem novamente enviadas às dornas e o processo recomeçar.

Nas dornas o processo de transformação de açúcares em etanol corre segundo a reação de Gay-Lussac representada pelas Equações 1. e 2.



No final do processo a solução resultante possui um teor alcoólico que gira em torno de 7 a 10% em volume, denominado vinho fermentado. O vinho então é encaminhado ao tanque volante que permite uma alimentação contínua para as destiladoras.

O vinho que vem da fermentação é composto basicamente por componentes em fase líquida, dentre os quais se destacam o álcool (7 a 10 °GL) e a água (89 a 93%). Os demais componentes como glicerina, álcoois homólogos superiores, furfural, aldeído acético, ácidos succínico e acético, bagacilho, leveduras e bactérias, açúcares infermentescíveis, sais minerais, matérias albuminóides e CO₂ são encontrados em quantidades bem menores.

Para a separação do álcool, utiliza-se o processo de destilação no qual os diferentes pontos de ebulição dos componentes da mistura são responsáveis pela separação. A operação é realizada em três etapas: destilação propriamente dita, retificação e desidratação. Em todas elas o aquecimento é feito a partir do vapor de forma direta ou indireta.

Na primeira coluna ocorre uma destilação. Nessa etapa o etanol é separado do vinho. O vinho inicialmente com 7 a 10 °GL (% em volume) é decomposto em duas correntes: flegma (vapores com 40 a 50 °GL) que é retirado pelo topo da coluna e a vinhaça (que segue para a lavoura como fertilizante com menos de 0,03 °GL) retirada pelo fundo da coluna. Essa etapa de destilação elimina ainda impurezas como aldeídos e ésteres.

A segunda etapa ou segunda coluna ocorre o processo de retificação. Ela visa concentrar o flegma proveniente da destilação de forma a obter um grau alcoólico de 96 °GL à saída e retirar impurezas como alcoóis homólogos superiores, aldeídos, ésteres, aminas, ácidos e bases. A entrada do flegma se dá na base da segunda coluna. No topo da coluna é retirado o álcool hidratado (96° GL) e no fundo a vinhaça ou vinhoto uma mistura de alcoóis pesados e compostos orgânicos que são retornam à primeira coluna para reaproveitamento.

Na terceira coluna ocorre a desidratação. O álcool a 96 °GL é concentrado até 99,7 °GL (álcool anidro). No entanto, é preciso utilizar ciclohexano como desidratante. Essa necessidade surge do fato de que o álcool hidratado constitui uma mistura azeotrópica.

Uma mistura azeotrópica é uma mistura em que os componentes não são separados por um processo de destilação simples. A adição do ciclohexano forma uma mistura ternária com a água e o álcool cujo ponto de ebulição é menor do que o da mistura binária inicial. Após a separação o desidratante é recuperado e reaproveitado processo que ocorre na quarta coluna.

Tabela 5. Teores médios de composição em amostras de óleo fúsel.

Composto	Amostra1	Amostra2	Amostra3
Álcool Metílico	26,9	17,7	5

Álcool Etílico	46,9	12	26,4
Álcool n-propílico	14,5	6,5	14,6
Álcool isoamílico	380	367	425
Álcool isobutílico	133	140	201
Acetato de Metila	ND	8,70E-04	ND
Acetato de amila	3,70E-04	ND	ND
3-pentanol	1,10E-04	ND	8,30E-05
Álcool n-butílico	2,70E-03	2,30E-03	6,00E-04
Acetato de hexila	2,30E-04	2,50E-03	5,80E-04
n-octanol	1,40E-03	9,80E-04	ND
n-decanol	1,20E-03	ND	9,00E-05
Álcool n-amílico	1,70E-03	2,10E-03	3,10E-05
Formiato de etila	1,10E-04	ND	9,40E-04
Álcool 2-butílico	1,30E-04	2,00E-03	3,00E-05
Benzoato de metila	1,40E-03	1,60E-03	9,30E-05
Acetaldeído	1,20E-02	1,00E-02	5,20E-05
Propionaldeído	1,90E-03	3,10E-03	2,80E-05

ND - não detectado

Fonte: PERES,2001

A desidratação pode ser feita também pelo sistema conhecido como peneira molecular que constitui um leito recheado com normalmente zeólitas. A passagem da solução pelo leito de poros microscópicos permite a passagem da molécula de álcool, mas não a da água visto que sua estrutura é maior resultando assim na separação das mistura e obtendo o etanol anidro.

Na segunda coluna se faz a retirada de alcoóis pesados e compostos orgânicos pela lateral da coluna. Existem válvulas na mesma que permitem a passagem do líquido de ponto de ebulição muito maior que a mistura hidroalcoólica (etanol hidratado). Essa mistura retirada pela lateral da coluna é conhecida como óleo fusel. Na Tabela 5 se pode verificar sua composição.

No fim do processo os alcoóis, hidratado e anidro, são estocado em tanques de grande volume para comercialização. Deve-se ressaltar que no ato do carregamento do etanol anidro, de acordo com a legislação, deve-se fazer adição de um corante alaranjado para distinção dele com o etanol hidratado.

4.3. PRODUÇÃO DE ETANOL A PARTIR DE MILHO

O processo de produção de etanol a partir do milho é o processo adotado nos Estados Unidos. Existem duas rotas possíveis conhecidas como *Dry Milling*, que seria uma moagem a seco, ou a rota *Wet Milling*, moagem molhada ou com água. A rota mais comum do processo de moagem a seco é mostrada na Figura 7.

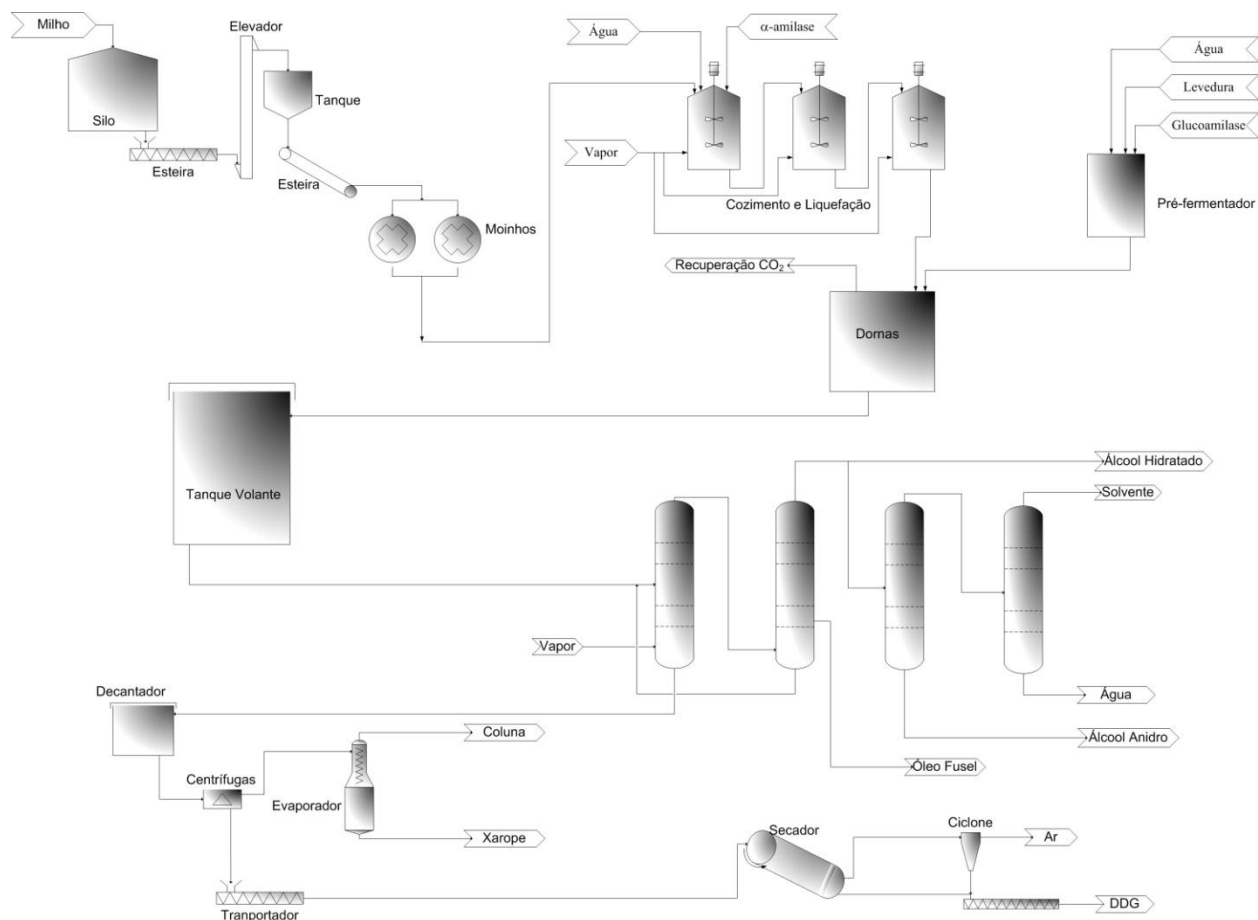


Figura 7. Fluxograma de produção de etanol a partir de cereais. (Novozymes, 2010)

A primeira etapa do processo seria o recebimento da matéria prima. Posteriormente a limpeza e armazenagem do milho. O material é recebido através de caminhões ou vagões de trem. Nesse ponto o produto é inspecionado, pesado e descarregado no prédio de recebimento e posteriormente transferido para os silos de estocagem. No sistema de recebimento dos grãos um sistema coletor de poeira limita a emissão de partículas para a atmosfera.

É fundamental que o processo de limpeza seja realizado previamente ao armazenamento para que se garanta a qualidade e a uniformidade da massa de grãos

normais, para que os processos de aeração e/ou secagem se tornem mais eficientes. Isto porque um lote de grãos armazenados é um material sujeito às transformações, deteriorações e perdas devido a interações entre os fenômenos físicos, químicos e biológicos.

Uma massa de grãos que sofreu um processo de limpeza deficiente pode estar sujeita a influência de agentes como microrganismos, insetos, roedores e pássaros, que se aproveitam desse ambiente propício. Além disto, outros fatores como temperatura, umidade e disponibilidade de oxigênio atuam diretamente sobre uma massa de grãos. Desta forma, além de limpo, o material deve ser seco de forma adequada, para que a estabilidade de sua qualidade seja mantida.

Caso o mesmo seja imediatamente utilizado, ele é retirado de um silo, através de esteiras ou canecas transportadoras, alimenta um silo menor que envia o produto aos “scalpers” que promovem a limpeza do produto removendo folhas, sabugos, caules ou detritos remanescentes. Depois o produto passa por ímãs que retiram qualquer tipo de material ferroso que esteja misturado no milho protegendo o moinho. Então o milho pode ser enviado ao moinho de martelo para que seja moído e retirado um produto que se chama de farinha.

No processo de moagem é importante que o tamanho das partículas de milho tenham uma distribuição uniforme, pois é dela que depende a porcentagem final de conversão do etanol. Partículas muito pequenas dificultam a separação dos subprodutos (DDG) da água e etanol, mas facilitam as etapas de liquefação e cozimento necessárias ao processo.

No entanto, partículas muito grandes resultam em uma menor produção de etanol, mas permitem uma melhor separação na etapa de centrifugação evitando que parte da corrente que volta ao sistema de liquefação tenha grande quantidade de sólidos suspensos, melhorando o funcionamento da etapa de liquefação e cozimento.

Na Tabela 6 se pode verificar uma distribuição comum de tamanhos de partículas encontradas em usinas produtoras de etanol nos Estados Unidos.

Tabela 6. Típico resultado de análise granulométrica da farinha de milho.

Mesh	mm	%
------	----	---

12	1,68	3
16	1,19	8
20	0,841	36
30	0,595	20
40	0,42	14
60	0,25	12
Pane,a	<0,25	7

Fonte: Ingledew, W.M. *The Alcohol Textbook*. 5th

A segunda etapa do processo é a gelatinização, cozimento e em seguida liquefação. Nos Estados Unidos a farinha é encaminhada a um misturador ou tanque de mistura onde se adiciona água e enzima e a mistura é aquecida. Nessa etapa o que deve ocorrer é a absorção de água pelo amido do milho e conforme se aumenta a temperatura da mistura a viscosidade também aumenta entrando então a função da enzima. Na Figura 8 se pode verificar o comportamento da viscosidade da mistura.

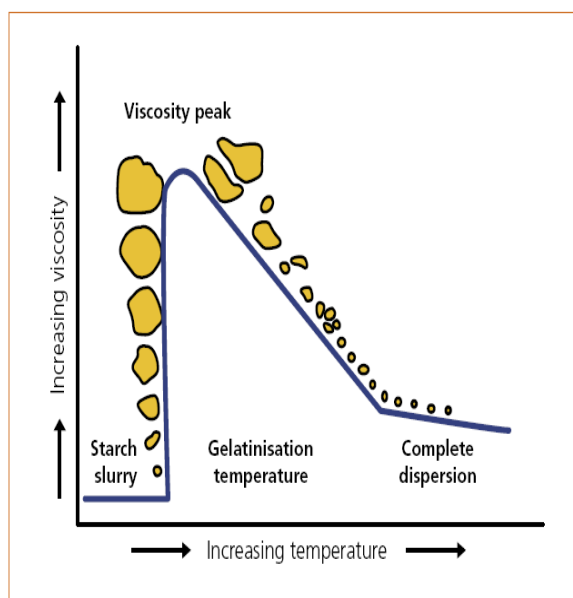


Figura 8. Perfil de viscosidade durante a liquefação. (The Alcohol Textbook)

Normalmente se usa a enzima α -amilase, obtida a partir de bactérias, para hidrolisar ou “quebrar” a molécula de amido em moléculas menores que posteriormente são processadas pela enzima glucoamilase gerando uma mistura com menor viscosidade. Essa etapa é conhecida como gelatinização.

A próxima etapa seria o cozimento. Nessa etapa se passa a mistura por um *Jet-cooker* ou um tubo Venturi, onde existe a adição de vapor na passagem da solução pelo equipamento. Aqui a temperatura da solução aumenta até 110°C para que haja o cozimento da solução.

Essa etapa ajuda a diminuir a viscosidade da solução e também a eliminar contaminantes microbiológicos na solução. Com o repentino aumento de temperatura a enzima é desativada perdendo sua capacidade de processamento do substrato (amido). Então a solução é enviada para tanques de cozimento e residem lá em torno de 30 minutos. Depois a solução passa a um tanque flash onde a pressão da mistura é abruptamente diminuída ocorrendo a separação do vapor de água do restante da mistura.

Esse vapor deve retornar ao processo ou mesmo à caldeira para reaproveitamento de energia. A solução restante é encaminhada aos tanques de liquefação onde se adiciona novamente a enzima α -amilase.

Agora a enzima produz cadeias menores de amido quebrando a molécula aleatoriamente em ligações $\alpha(1-4)$ ou $\alpha(1-6)$ para formação de moléculas solúveis em água chamadas dextrinas. Depois essa solução deve ser resfriada para as próximas etapas do processo.

Um parâmetro importante do processo seria medir a quantidade de dextrinas produzidas na liquefação. Essa etapa permite o cálculo da produção estimada de etanol e o ponto de parada dele, pois quanto maior a quantidade dextrinas maior a conversão em açúcares fermentescíveis e, portanto, mais etanol produzido.

A exposição prolongada da mistura à enzima amilase forma moléculas indesejáveis, que não são processadas nas próximas etapas, diminuindo assim a eficácia do processo.

Nesse ponto o processo pode adotar duas rotas diferentes. Primeiro realizar a etapa de sacarificação e posteriormente a etapa de fermentação. Nesse caso se devem ter tanques para adição da enzima glucoamilase (obtida a partir de fungos) à solução que transformará as moléculas dextrinas em açúcares fermentescíveis e depois outros tanques para adição de levedura à solução obtida na liquefação para produção de álcool.

A Figura 9 mostra as reações que ocorrem durante o processo de gelatinização, cozimento e liquefação.

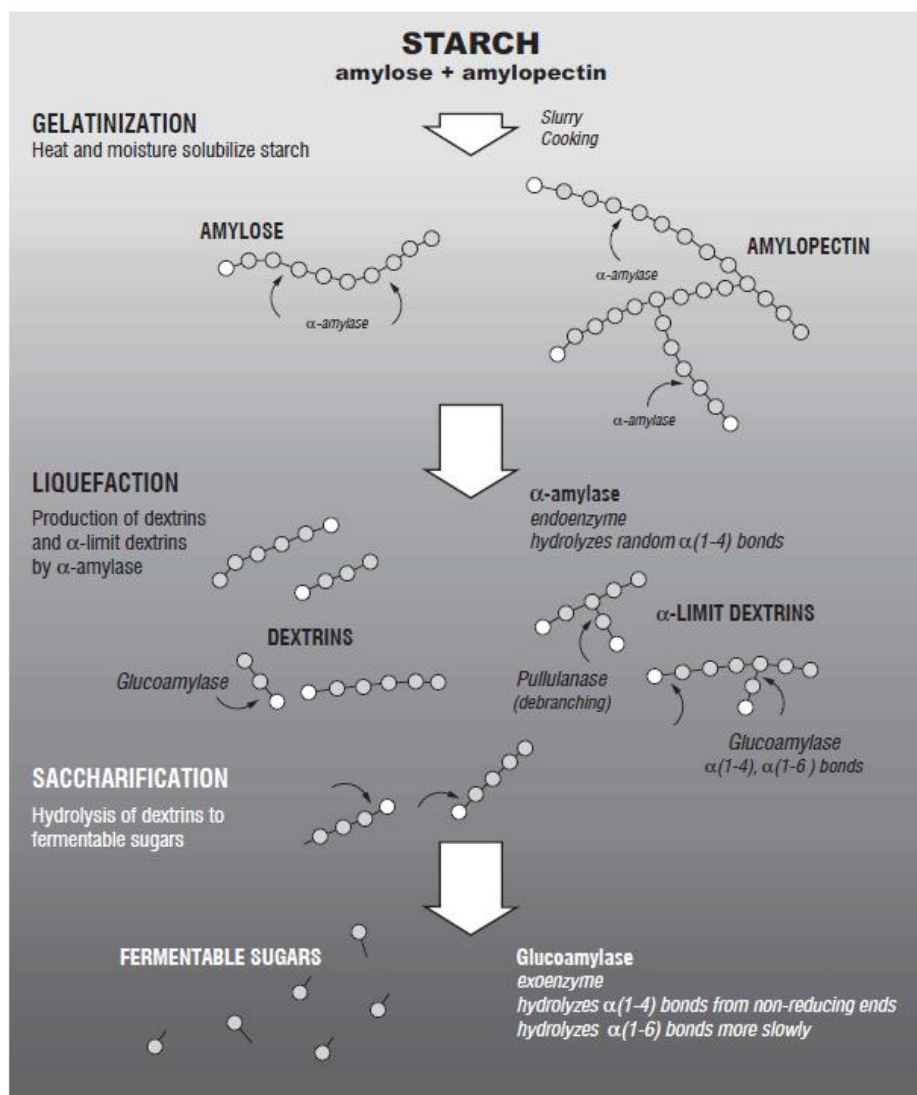


Figura 9. Rota de transformação do amido em açúcares fermentescíveis. (Novozymes, 2010)

A outra opção seria a adição da enzima e da levedura ao mesmo tempo na solução. Esse processo é chamado de sacarificação e fermentação simultâneo. Nesse caso a solução é enviada às dornas de fermentação e adiciona-se a glucoamilase e o fermento nas dornas ao mesmo tempo. Assim conforme a enzima processa as dextrinas e produz, principalmente, glicose a levedura já pode processar o produto da

enzima para formação de etanol. Esse processo simultâneo é mais vantajoso, pois exige menos equipamentos e menor tempo de produção.

Os parâmetros para o processo seriam temperaturas em torno de 85°C para a etapa de gelatinização e liquefação que representa o ponto ótimo de processamento das enzimas. Sabendo que a temperatura não é o único parâmetro para o ponto ótimo de processamento das enzimas, ajusta-se também o pH da solução. Para a alga-amilase se utiliza um pH entre 5,5 e 5,8. Já para a glucoamilase se deve ajustar um pH em torno de 4,5 a 5,0 seguindo as recomendações do fornecedor.

A fermentação gira em torno de 40 a 70 horas. Isso devido ao processo de produção de glicose e posterior produção de etanol.

Depois da fermentação as etapas de processamento são basicamente iguais às da cana-de-açúcar mudando apenas os tipos equipamentos utilizados. A solução obtida na fermentação é enviada ao tanque volante para posterior destilação.

Na primeira coluna de destilação ocorre a separação da solução hidroalcoólica do restante dos componentes. Diferentemente do processo de cana, a solução retirada pelo fundo da primeira coluna (*whole stillage*) é enviado às centrífugas que realizam a separação dos sólidos suspensos (*wet cake*) do restante da solução composta basicamente de água e alguns sólidos solúveis (*thin stillage*).

Nessa etapa se pode utilizar tridecanters que realizariam a separação do óleo extraído do grão de milho, os sólidos suspensos (proteínas do grão de milho entre outros) e a solução aquosa.

A quantidade de etanol produzido através do milho depende da concentração de sólidos na solução. Assim normalmente se utilizam em torno de 30 a 35% de sólidos em base seca nos processos norte americanos enquanto que o processo de cana têm no máximo 1% de sólidos que entram na primeira destiladora.

Isso faz com que os recheios das destiladoras devam ser diferentes entre si. Os utilizados no processamento de milho devem permitir a passagem de grande quantidade de sólidos. Assim ao invés de se utilizar pratos perfurados, os mais utilizados na cana, utilizam-se recheios chamados de "disco e donuts" observados na Figura 10.

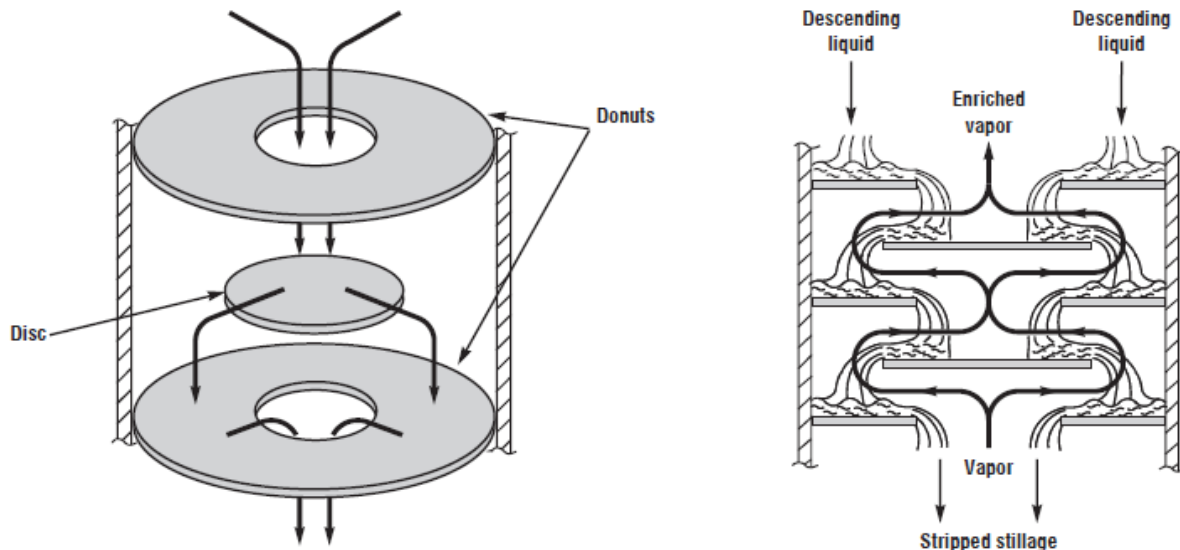


Figura 10. Prato de disco e donut que permite a passagem de sólidos. (The Alcohol Textbook)

A parte sólida obtida nas centrífugas é enviada a secadores onde se deve obter entre 14 a 10% de umidade no produto final para que ele possa ser comercializado. Esse produto é conhecido como DDG (Dried Distillers Grain) ou Grãos destilados secos. Eles possuem alta quantidade de proteínas e podem muito bem substituir o milho ou outros produtos como ração animal, principalmente bovina.



A solução líquida obtida nas centrífugas é enviada aos evaporadores de multiefeito (iguais aos utilizados na cana) para concentração da mistura e formação de um xarope de milho.

Parte dessa corrente líquida é usualmente reciclada para a etapa de liquefação reaproveitando a água e nutrientes contidos na corrente. Uma grande quantidade de reciclo, no entanto, pode gerar problemas na fermentação ou mesmo liquefação devido a alta concentração de produtos indesejáveis (ácido láctico, acético, etc) na corrente inibindo o desenvolvimento das leveduras.

Esse produto pode ser comercializado dependendo da concentração de glicose presente ou pode ser enviado à entrada dos secadores enriquecendo o produto obtido na secagem gerando então o DDGS (*Dried Distillers Grain with Solubles*). Esse produto também pode ser comercializado como ração animal e contém quantidade um pouco maior de proteína que o DDG.

Na Tabela 7 se pode observar uma comparação entre a massa de sólidos seca e uma úmida.

Tabela 7. Comparação entre o subproduto seco DDGS e o úmido (WDGS)

Características	DDGS	WDGS
Aparência		
Porcentagem de matéria seca	90%	30-35%
Fluidez	Similar aos produtos a granel (milho) se propriamente fabricados e armazenados	Ruim devido ao alto teor de umidade
Estocagem	Baixo custo de armazenamento - pode ser estocado por semanas ou meses em silos tradicionais para grãos	Alto custo de armazenamento, estraga em menos de 1 semana dependendo do tempo e exposição ao ar
Encolhimento	Não	Sim
Transporte	Baixo custo de transporte - similar aos produtos a granel, pode utilizar trem, caminhões ou navios	Alto custo - mercado normalmente deve estar num raio máximo de 160 Km sendo transportado apenas por caminhão devido à alta umidade do produto.

Fonte: Department of Agricultural Economics, Purdue University West Lafayette, Indiana USA.

A massa sólida obtida nas centrífugas também pode ser comercializada sem a secagem (WDGS), no entanto, ela deve ser consumida em menos de uma semana

conforme mostrado na tabela para não permitir contaminação microbiológica no produto enquanto que a massa seca pode ser estocada por semanas ou até meses.

Para estocagem devem ser construídos silos para o DDG e também tanques de armazenamento para o etanol hidratado bem como o anidro.

4.4. DIFERENÇAS ENTRE OS PROCESSOS DE CANA E MILHO

Através das descrições já apresentadas, notam-se algumas diferenças entre os processos produtivos de etanol a partir de cada matéria prima.

Deve-se ressaltar que o processo *Dry Milling* apresentando no item 5 adotado pelos Estados Unidos já é aplicado na América Latina, inclusive no Brasil. O que ocorre, no entanto, são algumas modificações no processo.

Por exemplo, para a concentração do xarope de milho na etapa de evaporação exige um consumo de vapor, ou seja, energia térmica. No Brasil, no entanto, essa etapa não seria economicamente viável devido ao alto investimento nos equipamentos e gasto com energia térmica para produção de um produto com baixa demanda.

Ocorre também no Brasil a abundância de água com baixo custo de obtenção, dependendo da localidade da indústria, permitindo que não se faça o reciclo da corrente da solução aquosa centrifugada para a liquefação como ocorre nos Estados Unidos.

Atualmente também a parte de cozimento em *Jet-cookers* foi retirada do processo. Como o principal objetivo da etapa seria a esterilização da mistura, prefere-se garantir uma estocagem adequada ao produto garantindo não haja contaminação do que o gasto energético com vapor.

Em pesquisa realizada pela revista Super Interessante, estima-se que o custo de produção para os produtores brasileiros é de R\$ 0,90 o litro de etanol a partir de cana. A vantagem da cana é que a molécula de açúcar (sacarose), que tem o álcool como subproduto, é facilmente quebrada pelas enzimas, pulando uma etapa na fabricação do etanol.

A cana tem 54% menos açúcar do que o milho, ou seja, 1 tonelada dela faz só 89,5 litros de etanol. A cana pode ser colhida o ano todo sem precisar ser replantada durante 5 anos. O problema é que quando cortada, tem que ser moída em menos de

36 horas. O processo de fermentação, que produz o álcool, leva de 7 a 11 horas já que as moléculas de açúcar são menores e mais fáceis de ser quebradas.

Um hectare rende 90 toneladas de cana e produz entre 7 mil e 8 mil litros de etanol enquanto que para o milho o hectare produz entre 15 e 20 toneladas. Isso resulta em 3.500 litros de etanol.

O litro do etanol custa, para os produtores americanos, cerca de R\$ 1,10. Essa é a estimativa dos gastos que vão da produção ao transporte do milho. Entre eles, o preço das enzimas alfaamilase e glucoamilase, que quebram as moléculas de amido (um polissacarídeo) do milho para obter o álcool. Apesar de ser mais difícil transformar em açúcar as moléculas de amido, o milho produz mais sacarose e conseqüentemente mais álcool. Uma tonelada rende 407 litros de etanol.

O milho precisa ser colhido 4 meses após o plantio, caso contrário, ele estraga. No entanto a vantagem é que pode ficar estocado durante o ano inteiro. O processo de fermentação leva entre 40 e 70 horas. Isso se deve ao fato da molécula de amido ser muito grande e tem que ser quebrada pelas enzimas para produzir o álcool.

4.5. SITUAÇÃO ATUAL DA USINA

A usina utilizada para o presente estudo se encontra instalada no estado de Mato Grosso. Na safra de 2010 foram colhidas 486.000 toneladas de cana plantadas em 7.932 hectares de terra. A partir dessa cana foram produzidos 205.000 litros de álcool hidratado e 90.000 litros de álcool anidro em 152 dias efetivos de produção.

Ela possui uma destilaria com um conjunto de 4 colunas para produção de álcool anidro através da desidratação da mistura etanol-água com ciclohexano e um conjunto de duas colunas para produção de etanol hidratado apenas.

Atinge um rendimento de 2,3kg de vapor por kg de bagaço queimado na caldeira que produz vapor superaquecido de 21kgf/cm² e temperatura de 320°C. Existem então duas turbinas geradoras de eletricidade das quais sai vapor de escape na pressão de 1,5kgf/cm² a 140°C. A energia gerada fornece energia elétrica necessária não só para a planta, mas também para a parte administrativa e para irrigação da lavoura.

Tem-se também o consumo de 2,8 kg de vapor por litro de etanol hidratado produzido e de 3,5 kg de vapor por litro de etanol anidro nas colunas.

Sabe-se também que a usina possui 8 dornas de fermentação com volume de trabalho de 400m³ e cubas (pré-fermentadores) de 90m³. O resfriamento das dornas é feito por trocadores externos de calor que esfriam a solução de 40 a 35°C utilizando água de resfriamento.

O fluxograma da usina, que será usada como exemplo para os cálculos, se encontra no Anexo I. Não foram colocadas condições operação nem estratégias de controle no desenho.

A partir desses dados foi feito o balanço de massa e energia para operação da mesma planta para produção de etanol a partir de milho no período de entressafra.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. BALANÇO DE MASSA

Para realização do balanço de massa se faz necessário saber a formação dos produtos após a fermentação. Eles podem ser determinados de duas maneiras. Pode-se realizar um estudo da cinética de fermentação e então se pode determinar a taxa de formação dos produtos e subprodutos.

A segunda alternativa seria a utilização de dados da literatura que apresentem valores médios de formação de produtos conforme apresentado na Tabela 8. Os valores encontrados nessa tabela se dão em relação ao rendimento da fermentação.

Deve-se também lembrar de que esses rendimentos (%) são resultados de gramas produzidas a cada 100g de glicose metabolizada pela levedura, relacionado a cada autor apresentado.

Esses são dados teóricos. A melhor estimativa seria a retirada de dados de uma planta piloto ou uma planta real operando. Esses dados não serão utilizados para os cálculos, pois não representam o caso estudado. Serão, portanto, determinadas apenas as quantidades dos produtos mais importantes para o estudo como a quantidade de milho, etanol, gás carbônico e subprodutos de modo generalizado.

Será adotado um valor médio de densidade igual a 1,05 Kg/dm³ para a solução contida na dorna, podendo-se determinar a quantidade de milho e água necessários para o processo.

Tabela 8. Proporção dos diversos produtos da fermentação

Produto da fermentação	Pasteur 95%	Jackman, 1987 90-95%	Basso et al. 1996 85 - 92%
Etanol	48,5	45,0 - 49,0	43,0 - 47,0
Gás carbônico	46,4	43,0 - 47,0	41,0 - 45,0
Glicerol	3,3	2,0 - 5,0	3,0 - 6,0
Ácido Succínico	0,6	0,5 - 1,5	0,3 - 1,2
Ácido Acético	-	0,0 - 1,4	0,1 - 0,7
Óleo fusel	-	0,2 - 0,6	-
Butilenoglicol	-	0,2 - 0,6	-
Biomassa (massa seca)	1,2	0,7 - 1,7	1,0-2,0

Fonte: Amorim, H.V. 1996

Deve-se, no entanto, determinar alguns parâmetros primeiro. Por exemplo, a quantidade de dias que a indústria irá processar o milho ou a quantidade de etanol de milho desejada. Partiu-se da quantidade de dias, visto que se deseja a produção de etanol na entressafra que será considerado um período de 4 meses ou 120 dias.

Operação de 24 horas por dia e adotando um ciclo de fermentação de 60 horas. Sabe-se que em torno de 45 horas o processo já pode ser interrompido desde que seja corretamente controlado, mas isso vai depender da qualidade da matéria prima utilizada, a eficiência do moinho adotado e do resultado da dextrose equivalente obtida na liquefação. Assim sendo será adotado o valor usual médio apresentado na literatura para ciclos de fermentação de milho.

Adotando um ciclo de 60h se sabe que serão realizados apenas 0,40 ciclos por dia e sabendo que existem 8 fermentadores disponíveis isso possibilita o enchimento e começo de fermentação de 3,20 deles por dia.

Sabendo que cada dorna tem 400m³ de volume útil e que serão utilizados 3,20 deles, tem-se um resultado de 1.280 m³ por dia o que equivale a 1.344 toneladas de massa por dia (1.280 m³ x 1,05 ton/m³).

Sabendo que essas 1.344 toneladas devem ser processadas em 24 horas, ou seja, serão processadas 56 toneladas por hora no total. Adotando um valor de 20% de sólidos em base seca na solução é possível encontrar a quantidade de milho necessária para o processamento. Deve-se, no entanto, saber a quantidade de água que existe no grão de milho processado para o cálculo em base seca.

Na Tabela 9 é apresentada a composição do milho nos EUA já que dados para os grãos no Brasil não foram encontrados.

Tabela 9. Composição do grão de milho.

Substrato	Fração Mássica (%)
Amido	62,00%
Proteína	8,05%
Óleo	3,65%
Água	14,00%
Fibras	8,90%
Cinzas	1,19%
Açúcares	2,21%
Total	100,00%

Fonte: Ingledew, W.M. *The Alcohol Textbook*. 5th

Calcula-se então a quantidade de milho a ser processada conforme apresentado abaixo:

$$56 \text{ ton/h} \times (1+0,14) \times 20\% \text{ de sólidos secos} = 12,77 \text{ ton/h}$$

Sendo que 56 toneladas por hora de solução onde 20% da solução devem ser sólidos secos e, por isso, somam-se o valor de 14% de água que o grão de milho contém. Sabe-se que o milho no Brasil deve apresentar 14% de umidade para ser comercial, portanto, utilizar essa composição é válido.

Adotou-se o valor de 20% de sólidos secos na fermentação, pois seria o menor valor possível de sólidos na solução que torna a produção de etanol atrativa. Pode-se utilizar maior quantidade de sólidos e, conseqüentemente, ter uma maior produção de etanol, mas como a indústria utilizará a destilaria projetada para cana adotou-se um baixo valor de sólidos. Pode-se optar por até 35% de sólidos, mas a manutenção da

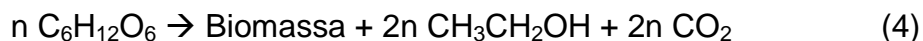
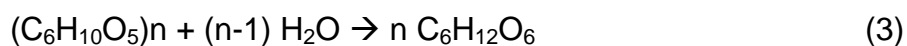
primeira coluna de destilação principalmente seria muito freqüente. O valor de 35% dos sólidos é comumente utilizado nas indústrias desenhadas para processar apenas grãos como as plantas presentes nos EUA.

O outro componente que será adicionado ao processo será água. O processo parte da mistura de água com milho. Sabendo que a dorna deve estar cheia para produção, diminui-se a quantidade total de massa da dorna da massa de milho a ser adicionado obtendo assim a quantidade de água utilizada em massa.

Nesse caso o valor encontrado foi de 324 toneladas por dorna sendo que isso gera uma razão de 3:1 de água para o milho.

Assim sendo, processando 12,77 ton/h de milho terão que ser processadas 43,22 ton/h de água na etapa de gelatinização, cozimento e liquefação.

A partir desses dados, pode-se calcular a quantidade de CO₂ e etanol produzido. Sabe-se que as reações básicas que ocorrem na fermentação são representadas pelas Equações 3 e 4.



Na Tabela 10 se encontram as considerações feitas para os cálculos de conversão.

Tabela 10. Considerações adotadas nos cálculos.

Amido	62%
Rendimento da Fermentação	0,90
Ganho hidrolítico	1,11
Amido hidrolisável	0,965
Conversão do amido	0,97
Conversão do CO ₂	0,49
Conversão do Etanol	0,51

A conversão do CO₂ e do etanol podem ser determinadas a partir da Equação 8.2. Sabendo que o peso molecular da glicose é de 180g/mol, do etanol é de 46g/mol e a do gás carbônico é de 44g/mol, calcula-se que:

1 mol de glicose ($C_6H_{12}O_6$) gera 2 mols de etanol (CH_3CH_2OH) = $(46 \times 2)/180 = 0,511$
 1 mol de glicose gera 2 mols de gás carbônico (CO_2) = $(44 \times 2)/180 = 0,489$

O ganho hidrolítico representa a adição de uma molécula de água ao substrato durante a hidrólise para a produção de uma molécula de glicose, ocasionando um aumento na massa do amido durante a hidrólise. Isso ocorre para cadeias com até 100 moléculas de amido.

$$(n \ 180) / (n \ 162 + 18) = 1,11 \text{ Para } n > 100$$

Deve-se considerar que nem todo o amido do grão será hidrolisado, mas com uma moagem eficiente é possível atingir altos graus de hidrólise. Assim se considerou um rendimento de 99% para a hidrólise.

Assim, calcula-se a quantidade de glicose ou açúcares gerados para a fermentação e a partir deles a quantidade de CO_2 e etanol produzido conforme apresentado abaixo.

Amido hidrolisável = $12.768 \text{ kg/h (milho)} \times 0,62 \text{ (amido)} \times 0,965 \text{ (amido hidrolisável)}$
 Glicose = $7.837 \text{ kg/h} \times 1,11 \text{ (ganho hidrolítico)} \times 0,97 \text{ (conversão amido)} = 8.225 \text{ kg/h}$
 CO_2 = $8.225 \text{ kg/h} \times 0,489 \text{ (conversão)} \times 0,90 \text{ (rendimento fermentação)} = 3.620 \text{ kg/h}$
 Etanol = $8.225 \text{ kg/h} \times 0,511 \text{ (conversão)} \times 0,90 \text{ (rendimento)} = 3.707 \text{ kg/h}$

Com a produção de etanol se determina a quantidade de vinho a ser destilada, a quantidade de vinhaça (*whole stillage*), a quantidade de solução aquosa (*thin stillage*) e a massa do bolo úmido a ser retirada na centrifugação, a quantidade de óleo produzido durante a fermentação, as quantidades retiradas na evaporação e na secagem.

A Tabela 11 apresenta vários quadros com o balanço de massa em cada etapa do processo.

Tabela 11. Balanço de massa no processo.

1. Cozimento/Liquefação		
kg/h	Entra	Sai
Milho	12.768	12.768

2. Fermentação		
kg/h	Entra	Sai
Corn	12.768	0

Água	43.222	43.222
Total	55.990	55.990

Water	43.222	0
Beer	0	52.370
CO ₂	0	3.620
Total	55.990	55.990

3. Destilação		
kg/h	Entra	Sai
Vinho	52.370	0
Etanol		3.707
Vinhaça	0	48.663
Total	52.370	52.370

4. Centrifugação		
kg/h	Entra	Sai
Vinhaça	48.663	0
Solução aquosa	0	40.321
Bolo úmido	0	8.342
Óleo	0	166
Total	48.064	48.064

5. Evaporação		
kg/h	Entra	Sai
Solução aquosa	40.321	0
Condensado	0	30.700
Xarope	0	9.621
Total	39.652	39.652

6. Secagem		
kg/h	Entra	Sai
Bolo úmido	8.342	0
Xarope	9.621	0
Água	0	12.305
DDGS	0	5.659
Total	47	48.064

Para atingir esses valores foram feitas considerações de processo e concentração de sólidos em cada etapa. Considerou-se uma eficiência de separação de 70% dos sólidos na centrífuga sabendo que corrente de vinha possui em torno de 105 de sólidos e que o bolo úmido possui uma concentração de 40% de sólidos ou 60% de umidade. Considerou-se uma evaporação de 80% da água na corrente de entrada dos evaporadores e um DDGS com 14% de umidade final.

Esse balanço de massa foi baseado no processo de concentração do *thin stillage* em xarope e adição do mesmo no bolo úmido para produção de DDGS.

Como mencionado anteriormente, o processo de evaporação consome vapor para produzir um produto de pouca demanda, assim na usina exemplificada essa etapa

será retirada, trocando-a por uma floculação de resíduos ou outro tratamento para limpeza da água e posterior utilização dela.

Fez-se, portanto, um novo balanço de secagem com entrada do bolo úmido de saída dele com umidade de 14%. Esse balanço se encontra na Tabela 12.

Tabela 12. Balanço de massa na secagem.

Secagem		
Kg/h	Entra	Sai
Bolo úmido	8.411	
Água		4.499
DDG		3.912
Total	8.411	8.411

Calculou-se também a quantidade de enzimas necessárias para o processo considerando uma dosagem de 0,025% de alfa amilase por quantidade de sólidos secos e 0,05% de glucoamilase por sólidos secos. Sabe-se também que a concentração das leveduras deve ser de 0,5g/L resultando na Tabela 13 por batelada de fermentação.

Tabela 13. Massa de enzimas e leveduras a serem utilizadas por batelada.

Alfa-amilase (Kg)	24
Glucoamilase (Kg)	48
Leveduras (Kg)	20

No processo também se utiliza antibióticos, nutrientes para a multiplicação da levedura, ácido sulfúrico e cal ou óxido de cálcio para correção de pH. Pode-se usar também uréia para corrigir os pH.

De qualquer maneira foi consultado um fornecedor de produtos químicos para fermentação nos quais as folhas dos produtos indicavam a dosagem deles e cotados os preços.

De acordo com as dosagens indicadas, foram calculadas as quantidades utilizadas para cada batelada. Lembrando que o uso de antibiótico é opcional e existem

mais de um tipo. No processo Dry milling dos Estados Unidos o mais usado é o Virginiamicina, mas se pode utilizar penicilina ou monensina sódica e outros.

No Brasil se faz uso de corante adicionado na carga do caminhão para distinção entre o álcool hidratado e o anidro na comercialização. A concentração final indicada pela ANP é de 15mg/L

A Tabela 14 apresenta as dosagens adotadas e as quantidades de produtos calculadas por ano (120 dias)

Tabela 14. Dosagem e consumo de produtos químicos por batelada.

Dosagem de Nitrogênio (ppm)	1000	Nutriente (Kg/ano)	499.200,00
Antibiótico (ppm)	4	Antibiótico (Kg/ano)	768,00
Corante (mg/L)	15	Corante (Kg/ano)	65,65
Ácido Sulfúrico (L/dorna)	20	Ácido Sulfúrico (Kg/ano)	14.131,20
NaOH (L/dorna)	35	NaOH (Kg/ano)	19.488,00

De acordo com esse balanço se pode ter uma produção diária de 118.661 L de etanol hidratado se a escolha for por produzir apenas esse tipo de álcool a partir do processamento de 306 toneladas de milho por dia.

5.2. BALANÇO DE ENERGIA

Deve-se avaliar se a quantidade de bagaço remanescente é suficiente para geração de energia no processo de produção de etanol de milho.

Sabendo disso foram retirados diversos parâmetros de produção da usina. O primeiro cálculo foi da quantidade de bagaço remanescente. Sabe-se que a usina tem capacidade de moagem de 500.000 toneladas de cana por safra, que o bagaço corresponde a 28% da cana e que o remanescente do bagaço equivale a 20% do utilizado na usina pela indústria, tem-se que:

$$500.000 \times 0,28 = 140.000 \text{ ton de bagaço} \times 0,20 = 28.000 \text{ ton bagaço restantes}$$

Essas 28.000 toneladas serão processadas em 120 dias durante 24 horas sendo consumidas 9.722 Kg/h. Sabendo que a caldeira produz 2,3 kg de vapor por kg de bagaço queimado, produz-se 22.361 kg/h de vapor superaquecido.

Esse vapor será enviado às turbinas para geração de energia mecânica e elétrica. Sabe-se que a condição de entrada do vapor é de 21kgf/cm² e 320 °C e que a condição de saída é de 1,5 kgf/cm² a temperatura de 180°C. Para se determinar a quantidade de energia “deixada” na turbina se deve calcular a diferença entre os calores de entrada e saída do vapor no equipamento. Os cálculos estão apresentados a seguir e os valores de entalpia de saturação foram retirados da Tabela 15.

Tabela 15. Propriedades de vapor saturado para diversas condições.

Propriedades				Calor (kcal/kg)		
P _{relativa} (bar)	P _{abs} (bar)	T (°C)	v (m ³ /kg)	Sensível	Total	Latente
17	18	206,1	0,1126	210,1	667,9	457,8
18	19	208,8	0,1068	213,0	668,2	455,2
19	20	211,4	0,1016	215,8	668,5	452,7
20	21	213,8	0,09705	218,5	668,7	450,2
21	22	216,2	0,0925	221,2	668,9	447,7
0,5	1,5	110,8	1,18	110,9	642,8	531,9

Fonte: VPH sistemas de fluxo.

Sabendo que a água que entra na caldeira entra a 100°C (T₁) na condição de saturação, calcula-se a entalpia das correntes pela Equação 5.

$$Q = \dot{m} \cdot H \quad (5)$$

Sendo que \dot{m} é a vazão mássica horária (kg/h) e H é a entalpia da corrente. Deve-se saber que a entalpia H se calcula pela Equação 6 partindo da temperatura de entrada da água (T₁) até a temperatura da água saturada na pressão de 21kgf/cm² (T₂), retirada da Tabela 15, somando a entalpia necessária para vaporização da massa (ou calor latente) e depois o calor necessário para aumentar a temperatura da saturação até 320°C (T₃), temperatura de saída do vapor na caldeira.

$$H = \int_{T_1}^{T_2} C_p \cdot dT + \Delta H_v + \int_{T_2}^{T_3} C_p \cdot dT \quad (6)$$

Como se sabe o valor da capacidade calorífica (C_p) de qualquer composto depende da temperatura em que ele se encontra. No caso da água, isso não é diferente. A Equação 9.3 é um exemplo de equação para esse tipo de cálculo.

$$C_p^\circ = A + B \cdot t + C \cdot t^2 + D \cdot t^3 + E/t^2 \quad (9.3)$$

Sendo que os coeficientes A,B,C,D e E dependem de cada componente e t representa a temperatura do composto em Kelvins dividida por 1000. Na Tabela 16 se encontram parâmetros para a água para utilizar a Equação 9.3. Cada um dos coeficientes tem um intervalo de temperatura mais adequado para utilização.

Tabela 16. Coeficientes para o cálculo da capacidade calorífica.

Temperatura (K)	500. - 1700.	1700. - 6000.
A	30,09200	4.196.426
B	6,83251	8.622.053
C	6,79344	-1.499.780
D	-2,53448	0.098119
E	0,082139	-1.115.764

Fonte: NIST Chemistry WebBook.

Calcularam-se então os valores das capacidades caloríficas nas temperaturas de 100°C e 213,8°C, fazendo a média das mesmas para utilizar na primeira parte da Equação 9.3. E o mesmo foi feito para o C_p da segunda parte da equação, sendo que as temperaturas utilizadas foram 213,8°C e 320°C.

A seguir é apresentado um exemplo de cálculo de capacidade calorífica para temperatura de 320 °C ou 593,15 K.

$$C_p = 30,09200 + 6,83251 \times 0,59315 + 6,79344 \times 0,59315^2 - 2,53448 \times 0,59315^3 + \frac{0,082139}{0,59315^2}$$

$$C_p = 0,3828 \frac{kcal}{Kg \cdot ^\circ C}$$

A partir do C_p se pode encontrar o valor da entalpia através da Equação 9.2. Substituindo os valores, tem-se:

$$H_{entrada} = \int_{100}^{213,8} 0,3828 \cdot dT + 668,7 + \int_{213,8}^{320} 0,3828 \cdot dT = 735,72 \text{ Kcal/Kg}$$

Agora, multiplica-se a quantidade de vapor entrada pela entalpia específica encontrada. Isso resulta em 16.452 Mcal/h de entalpia na entrada. Adota-se então mesmo procedimento de cálculo para a corrente de saída. O valor encontrado nesse cálculo é de 12.346 Mcal/h com uma entalpia de 552,14 kcal/Kg.

Subtraindo-se o valor de calor na saída com o valor da entrada, pode-se calcular quanto de calor é “deixado” na turbina. Esse calor que na realidade se torna eletricidade através dos mecanismos do equipamento. Tem-se, portanto que é possível produzir 2,6 MWh ou 1,3 MWh por turbina, visto que a usina possui dois equipamentos.

Já se sabe quanto de vapor é possível produzir (22.361 Kg/h), agora se faz necessário avaliar se essa quantidade será suficiente para o processamento de milho. Sabendo que a produção de etanol a partir de cana de açúcar é dividida na razão de aproximadamente 30% de etanol anidro e 70% de etanol hidratado, será adotada esta mesma proporção para a produção de etanol de milho.

Sabe-se que serão produzidas 3.707 Kg/h de etanol durante a fermentação. Assim sendo 1.112 Kg/h serão de etanol anidro (30%) e o restante, 3.198 Kg/h serão de hidratado. Sabe-se que em geral são utilizados 0,9 kg de vapor por litro de etanol durante a etapa de cozimento e liquefação. Já durante a etapa de destilação são utilizados, aproximadamente, 3,5 Kg de vapor por litro de etanol hidratado enquanto que para o anidro seriam gastos 4,4 Kg de vapor.

Assim, durante a etapa de liquefação seriam gastos 4.142 Kg de vapor por hora enquanto que na destilação seriam gastos 6.178 Kg/h de vapor para a produção de etanol anidro e 11.194 Kg/h para a produção de hidratado. No total isso soma uma quantidade de 21.515 Kg de vapor/h. Sabe-se que serão produzidos 22.361 Kg/hde

vapor. Nesse caso a quantidade de vapor é suficiente para o processamento de 300ton/h de milho no período da entressafra.

Caso o ciclo de fermentação seja diminuído para 45h, o que é muito provável, visto que a quantidade de sólidos é baixa, a quantidade de bagasso sobressalente não cobrirá a demanda de energia do processo sendo necessário utilizar outra fonte de energia. A quantidade de bagaço também não será suficiente caso a usina resolva produzir todo o álcool em forma de anidro, pois seriam necessários 24.813 Kg/h de vapor, uma falta de 2.452 Kg/h.

5.3. FONTES ALTERNATIVAS DE ENERGIA

Existem muitas outras fontes de energia que podem ser utilizadas durante o processamento. Pode-se encontrar uma lista de todas as fontes de energia utilizadas no Brasil no Balanço Energético Nacional fornecido pelo governo brasileiro e que tem como intuito rastrear quais os tipos de energia mais usados. A lista das fontes é mostrada na Tabela 17.

Tabela 17. Fontes de energia e seus preços no Brasil.

FONTE DE ENERGIA	UNIDADE	PREÇO (R\$)
PETRÓLEO IMPORTADO(2)	Barril	30,542
PETRÓLEO IMPORTADO(2)	m ³	192,088
ÓLEO DIESEL	m ³	517,517
ÓLEO COMBUSTÍVEL BPF	Ton	272,688
GASOLINA(5)	m ³	1189,59
ÁLCOOL(5)	m ³	673,333
GLP	Ton	1248,27
GÁS NATURAL COMBUST.(3)	mil m ³	151,3
ELETRICIDADE INDUSTRIAL	MWh	77,37
ELETRICIDADE RESIDENCIAL	MWh	179,96
CARVÃO VAPOR	Ton	43,89
CARVÃO VEGETAL(4)	m ³	24,42
LENHA NATIVA(4)	m ³	17,7968

LENHA REFLOREST.(4)	m ³	19,6
---------------------	----------------	------

Fonte: BEN (2000 ano base 1999)

Sabendo qual é a capacidade calorífica específica de cada tipo de material é possível estimar qual seria o gasto adicional com outra fonte de energia. Supondo que a usina queira produzir apenas etanol anidro, para fins de estimação do custo adicional, escolhemos as opções de fonte de energia mais usadas em indústrias como: madeira (eucalipto e pinus), gás natural (GLP) utilizado muito nos EUA, óleo combustível e óleo BPF, carvão mineral e mesmo comprar o bagaço de outra usina.

Na Tabela 18 se pode encontrar as fontes de energia escolhidas e seus respectivos calores específicos.

Tabela 18. Fontes alternativas de energia e seus calores específicos.

Alternativas	PCI (Kcal/Kg)
Eucalipto	3.750
Pinus	3.500
GLP	11.025
Óleo Combustível	8.620
Óleos BPF 1ª	9.750
Carvão Mineral	3.100
Bagaço	1.650

Fonte: Indústrias Aalborg.

Sabendo que para a produção de apenas etanol anidro seriam necessários 2.452 Kg de vapor extra por hora é necessário calcular a quantidade de energia utilizada. Para isso se deve calcular a entalpia do vapor a 140°C visto que é essa a temperatura que o vapor chega à coluna de destilação. Utilizando o mesmo procedimento de cálculo mostrado anteriormente para as Equações 9.1, 9.2 e 9.3 tem-se um resultado de 1.325 Mcal/h (entalpia de 540,44 Kcal/h).

Assim, pode-se encontrar quanto de cada fonte seria necessário em quantidade e com os preços qual o gasto anual (120dias) que isso acarretaria. A Tabela 19 mostra os valores encontrados.

Tabela 19. Quantidade e custo das fontes alternativas.

Alternativas	PCI (Kcal/Kg)	Quantidade (Kg/h)	Preço (R\$/unidade)	R\$/year
Eucalipto	3.750	353,42	29,13	76.025,25
Pinus	3.500	378,66	26,67	74.576,77
GLP	11.025	120,21	151,3	20.952,39
Óleo Combustível	8.620	153,75	517,517	269.594,88
Óleos BPF 1ª	9.750	135,93	272,688	106.751,66
Carvão Mineral	3.100	427,52	43,26	53.264,52
Bagaço	1.650	803,22	25,00	57.832,14

Nota-se pela Tabela 19 que o menor gasto seria com o gás natural GLP, no entanto, questões de logística teriam que ser analisadas nesse caso já que a usina neste caso está localizada longe de centros urbanos. A segunda fonte mais barata seria o carvão mineral que, no entanto, não é ambientalmente amigável por não ser uma fonte renovável de energia. Em seguida se tem o bagaço de cana, depois o pinus, eucalipto e por último os derivados de petróleo. Deve-se ter em mente que esses preços são de 2009 e devem se encontrar um tanto defasados. Entretanto, servem de base para uma avaliação prévia.

Agora que a quantidade de energia e massa necessárias já foi encontrada é interessante fazer um balanço econômico da produção para verificar se o projeto é economicamente viável e interessante ao investidor do projeto. Esse é um dos pontos mais importante para execução do projeto.

5.4. CUSTOS

A parte de custos deve ser separada em duas: primeiro o investimento em equipamentos e adaptações no processo que será necessário fazer, segundo a quantidade de dinheiro que será gasta todo o mês e que ao iniciar a produção na planta será necessário ter em caixa para dar continuidade ao processamento antes das primeiras vendas de etanol e subprodutos.

5.4.1. Investimento Necessário

Para a adaptação da planta de cana de açúcar para uma planta de etanol de milho será necessário adicionar algumas etapas no processo como a moagem de

grãos que é feita em um equipamento diferente (moinho de martelo) que o da cana. É indispensável também que as etapas de cozimento e liquefação sejam adicionadas ao processo antes da etapa de fermentação.

Depois os equipamentos do processo continuam os mesmos na etapa de fermentação e destilação. Por fim, diferentemente da cana, o etanol de milho produz uma corrente de sólidos aos quais se é recomendável “tratar” para gerar um produto, o DDG ou DDGS, de maior valor agregado. É necessária então a etapa de separação dos sólidos da corrente líquida e por fim a etapa de secagem.

A secagem pode ser opcional, pois como já mencionado no item 3.3, Tabela 7, pode-se produzir o WDGS que seria o DDG ou resíduo proteico ainda úmido. Nesse caso seria necessário que uma venda muito rápida do produto para que não estragasse.

A diferença entre o DDG e o DDGS seria se a etapa de evaporação é adicionada ao processo ou não. Isso porque, instalando a etapa de evaporação, parte dos sólidos que são solúveis e ficam na corrente que chega aos evaporadores seriam enviados ao secador, se juntariam a corrente a ser seca e formariam o DDGS. No entanto, se não existe essa etapa de evaporação, então o produto produzido é o DDG.

Na parte de fermentação seria preciso mudar as placas dos trocadores para placas com canais maiores já que agora a corrente que passará por ali conterá bem mais sólidos do que uma corrente normal de caldo de cana de açúcar. Nesse caso existiriam duas opções: fazer a troca das placas a cada mudança de matéria prima ou comprar trocadores novos que seriam utilizados apenas para este fim. No levantamento de custo, foi utilizada a opção de troca de placas apenas.

De acordo com as etapas que devem ser adicionadas, os seguintes equipamentos foram cotados: moinho de martelo, trocadores de calor, centrífugas para a etapa de separação, agitadores, bombas, armazenagem do resíduo proteico e também tanques de liquefação e cozimento.

Para esse caso específico não foi cotado a parte de armazenagem e recebimento de grãos visto que a usina aqui estudada se encontra perto e é proprietária de um silo já equipado para recebimento e armazenagem de grãos.

Na Tabela 20 são apresentados os valores estimados para cada equipamento.

Tabela 20. Custos dos equipamentos para produção de etanol de milho.

Equipamento de Processo	Custo (U\$)
Moinho de Martelo	320.000,00
Trocador de Calor	40.000,00
Centrífugas	300.000,00
Secador	800.000,00
Agitadores+bombas	150.000,00
Estocagem	625.000,00
Tanques	144.000,00
Total	2.379.000,00

O restante dos custos foi estimado a partir de estudos dos Estados Unidos sobre custos de projetos, entre outros, custos para implantação de um processo de etanol de milho. A Tabela 21 mostra a porcentagem de custo de cada parte da implantação e o equivalente custo para o caso estudado.

Tabela 21. Estimativa de custos de implantação da usina flex.

Estimativa	%	U\$
Equipamento de Processo	50,50%	2.379.000,00
Contingência	10,00%	471.089,11
Projeto de Engenharia	9,00%	423.980,20
Parte Elétrica	6,90%	325.051,49
Parte Estrutural	6,60%	310.918,81
Fundação	6,00%	282.653,47
Prédios	5,00%	235.544,55
Instrumentação	3,00%	141.326,73
Pintura e Isolamento	2,20%	103.639,60
Outros	0,50%	23.554,46
Ruas	0,30%	14.132,67
Total	100,00%	4.710.891,09

No total o valor de investimento para a parte de projeto e equipamentos seria de aproximadamente 5 milhões de dólares ou 10 milhões de reais. Sabendo que o projeto dessa usina já foi instalado e custou cerca de 20 milhões de reais, nota-se que a estimativa dos custos foi menor que a real. Isso deve ter ocorrido devido às

considerações feitas para este trabalho. Provavelmente o gasto com equipamentos e ajustes de processo foi maior que o aqui estimado.

5.4.2. Custo Industrial

Na parte dos custos industriais foi levantado qual o custo com matérias primas como o milho, energia, água, outros insumos químicos, custo de manutenção, folha de pagamento e custos fixos. Foi calculado também qual seria a receita recebida através da venda de etanol e resíduo proteico do processo. Óleo de milho também é produzido, mas não foi considerado nos cálculos.

Sendo o milho uma commodity o preço dele varia de acordo com o mercado internacional. Assim optou-se por utilizar uma média do preço de milho entre os períodos de junho de 2008 e janeiro de 2012. Os preços foram retirados do site do Instituto Mato-grossense de Economia Agropecuária (IMEA). O mesmo foi feito para os preços de venda do etanol hidratado e anidro. Entretanto, os preços de etanol foram obtidos do site da ESALQ no mesmo período que os preços do milho.

Os preços médios foram multiplicados pelos valores de consumo anual (120 dias) de milho e de produção de etanol no mesmo período. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 22.

Tabela 22. Custo com matéria prima e receita da planta flex.

Matéria Prima	Preço	Unidade	Produção	Unidade	Custo	Unidade
Milho	\$12,68	R\$/60Kg	12.768	Kg/h	R\$ 7.768.695,57	R\$/ano
Custo Final					R\$ 7.768.695,57	

Produtos	Preço	Unidade	Produção	Unidade	Receita	Unidade
Etanol hidratado	966,64	R\$/m ³	3.198	L/h	R\$ 8.903.171,99	R\$/ano
Etanol anidro	1.121,93	R\$/m ³	1.405	L/h	R\$ 4.538.278,88	R\$/ano
Resíduo Proteico (DDG)	10,14	R\$/60Kg	3.395	Kg/h	R\$ 1.652.611,17	R\$/ano
Receita Final					R\$ 15.094.062,04	

Nota-se pela Tabela 22 que o valor da receita é bem maior que o custo com matéria prima. Para analisar a lucratividade da planta, tem-se agora que determinar o restante dos custos da planta.

A partir dos dados encontrados no balanço de massa, pode-se calcular qual o gasto com cada tipo de insumo tendo o preço do insumo. Na Tabela 23, foram apresentados os consumos, preços e custos com cada um dos insumos já citados.

Tabela 23. Custos com insumos na planta flex.

Insumo	Consumo	Unidade	Preço	Unidade	Custo (R\$/ano)
Energia	1.900,00	kWh	0,33	R\$/kWh	R\$ 96.067,87
Água	43.222,28	Kg/h	6,05	R\$/m³	R\$ 753.690,11
Alfa-amilase	76,61	Kg/dia	11,92	R\$/Kg	R\$ 109.580,08
Glucoamilase	153,22	Kg/dia	6,98	R\$/Kg	R\$ 128.260,18
Levedura	80,00	Kg/dia	12,90	R\$/Kg	R\$ 123.840,00
Antibiótico	6,40	Kg/dia	80,00	R\$/Kg	R\$ 61.440,00
Nutrientes	4.160,00	Kg/dia	1,20	R\$/Kg	R\$ 599.040,00
Ácido Sulfúrico	117,76	Kg/dia	1,13	R\$/Kg	R\$ 15.968,26
NaOH	162,40	Kg/dia	0,93	R\$/Kg	R\$ 18.123,84
Corante	0,51	Kg/dia	32,84	R\$/Kg	R\$ 1.992,04
Total					R\$ 1.908.002,37

Ainda faltam avaliar os custos de manutenção, folha de pagamento e custos fixos da planta. Esses dados não eram possíveis de estimação visto que os cálculos feitos eram todos estimativas e não existia nenhuma planta ou cálculo teórico para se ter como base. Deste modo, optou-se por adotar os valores que a usina já tinha com esses tipos de custos. Os valores estão listados na Tabela 24.

Tabela 24. Outros custos da planta flex.

	Custo (R\$/ano)
Folha de Pagamento	R\$ 426.652,32
Manutenção	R\$ 294.236,00
Custos Fixos	R\$ 524.574,73
Geral	R\$ 1.245.463,05

Somando os custos de insumos e outros custos, o valor total é R\$ 3.153.465, 42. A partir de todos os valores apresentados é possível desenhar um gráfico que facilmente mostra qual a porcentagem de cada um deles no total de custos. A Figura 11 mostra a distribuição de custos da planta.

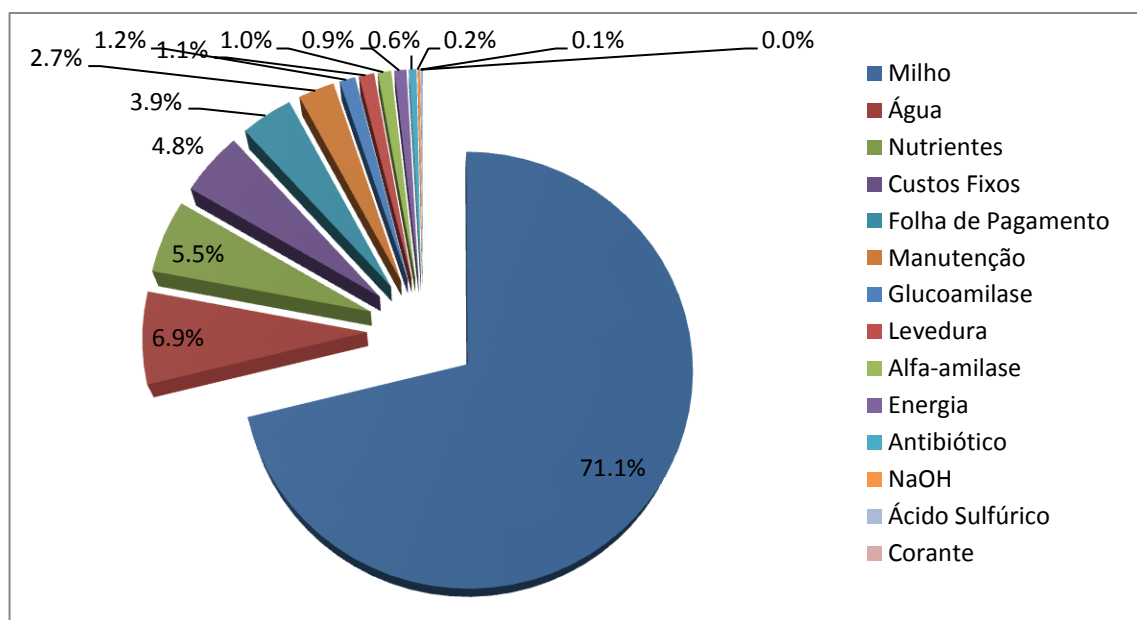


Figura 11. Distribuição de custos na planta flex.

Nota-se pela Figura 11 que os maiores custos na planta serão, em ordem decrescente, milho, água e nutrientes. No presente estudo de caso os valores com água e energia poderiam ser desconsiderados visto que a planta tem gerador de eletricidade e que a água captada na planta em estudo é de um poço artesiano. No entanto, optou-se por deixar esses custos junto aos outros para se ter uma idéia de custos gerais.

Vale lembrar que os preços de venda dos dois tipos de etanol são preços sem os valores de impostos. Por isso os descontos de impostos não serão abordados neste trabalho. Fazendo um cálculo simples do valor da receita menos o valor total dos custos obtido, tem-se o valor do lucro bruto da usina que nesse caso seria de R\$ 4.171.901, 06. Demonstra-se, portanto que é um projeto viável economicamente.

Supondo que o desconto total de impostos sobre o lucro bruto seja de aproximadamente 30%, nesse caso o lucro líquido do projeto seria de R\$ 2.920.330,74. Esse seria o lucro real que a usina teria com uma produção de etanol de milho em apenas 120 dias.

É interessante ainda determinar qual seria a taxa de retorno do projeto e também o tempo de retorno. O cálculo da taxa de retorno foi calculado através da Equação 7 e o tempo de retorno através da Equação 8.

$$\text{Taxa de retorno (\%)} = \frac{\text{Lucro Líquido}}{\text{Capital Total Investido}} \quad (7)$$

$$\text{Tempo de retorno} = \frac{\text{Capital Total Investido}}{\text{Lucro Líquido} + \text{depreciação}} \quad (8)$$

Sabendo que o capital total investido é o valor total do projeto mais o valor do capital necessário para um mês de funcionamento da planta e que o valor da depreciação é normalmente considerado 10% do valor total do custo dos equipamentos temos que:

$$\text{Taxa de retorno (\%)} = \frac{2.920.330,74}{4.710.891,09 * 2 + \frac{10.922.160,99}{4}} = 24\%$$

$$\text{Tempo de retorno} = \frac{12.152.322,43}{2.920.330,74 + (0,1 * 4.758.000,00)} = 3,6 \text{ anos}$$

Sabe-se que normalmente taxas de retorno de 10% já são atrativas para projetos de longo prazo. Nesse caso o tempo de retorno do capital é baixo e, portanto, um projeto atrativo a investidores. Deve-se ressaltar que o custo do milho é muito impactante no projeto em si. Desse forma recomenda-se que esses projetos sejam feitos em áreas com preços de milho relativamente baixos.

5.4.3. Outras análises econômicas

Conforme mostrado anteriormente o custo do milho é o maior da planta e, portanto, o mais importante fator que deve ser observado durante o funcionamento da planta. Para mostrar porque a área Centro-Oeste do Brasil seria a mais indicada, foi feito um levantamento dos preços do milho no Centro-Oeste (mais especificamente estado do Mato Grosso) em comparação com os preços de milho em São Paulo. A Figura 12 mostra os resultados encontrados.

A Figura 12 mostra que em determinados períodos o preço da tonelada de milho no estado do Mato Grosso (MT) é muito menor do que o preço no estado de São Paulo (SP). Uma das razões para isso é que o estado do MT está longe do porto de paranaguá e, portanto, precisa ter um preço menor para que chegue ao porto com preços competitivos.

Outro motivo é que o MT é o maior estado produtor de milho e devido às dificuldades de logística, normalmente o preço do milho cai quando a oferta é muito maior que a demanda do produto.

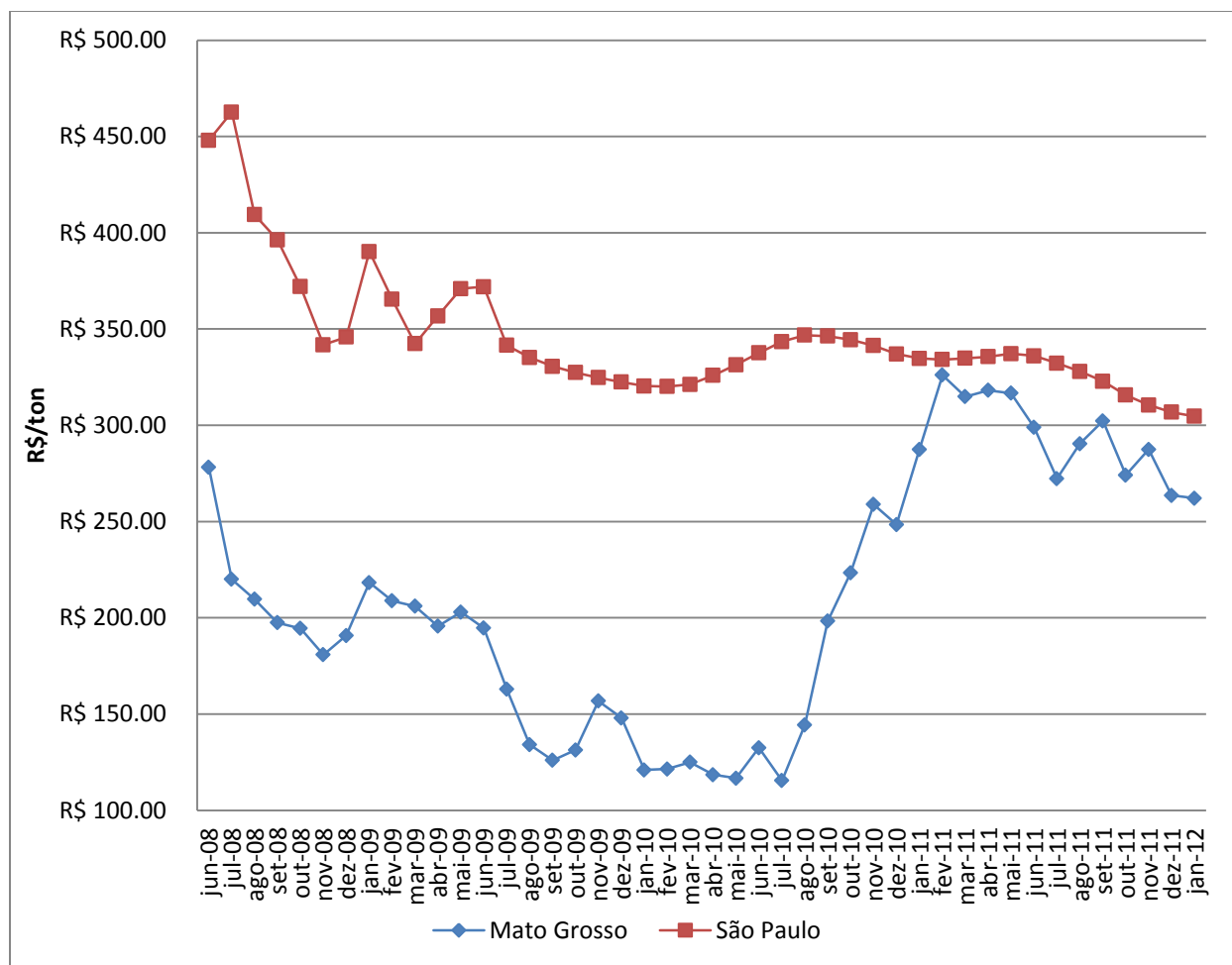


Figura 12. Preço nominal da tonelada de milho no Mato Grosso e São Paulo.

Seria recomendável, portanto, que a usina flex comprasse o milho nos períodos de menor preços e armazenasse o produto até seu processamento, período da entressafra da cana.

É de conhecimento no MT que os menores preços de milho praticados são no período da safrinha de milho. Esse período é o da segunda safra de milho em que a produção do grão é grande. Normalmente a colheita da safrinha é feita durante os meses de julho a agosto.

Outra comparação interessante de se mostrar é a do preço do etanol. No período da entressafra quando a oferta do produto é menor, normalmente os preços praticados são bem atrativos. A Figura 13 demonstra isso.

O período da entressafra da cana, normalmente, vai do mês de dezembro a abril do ano seguinte.

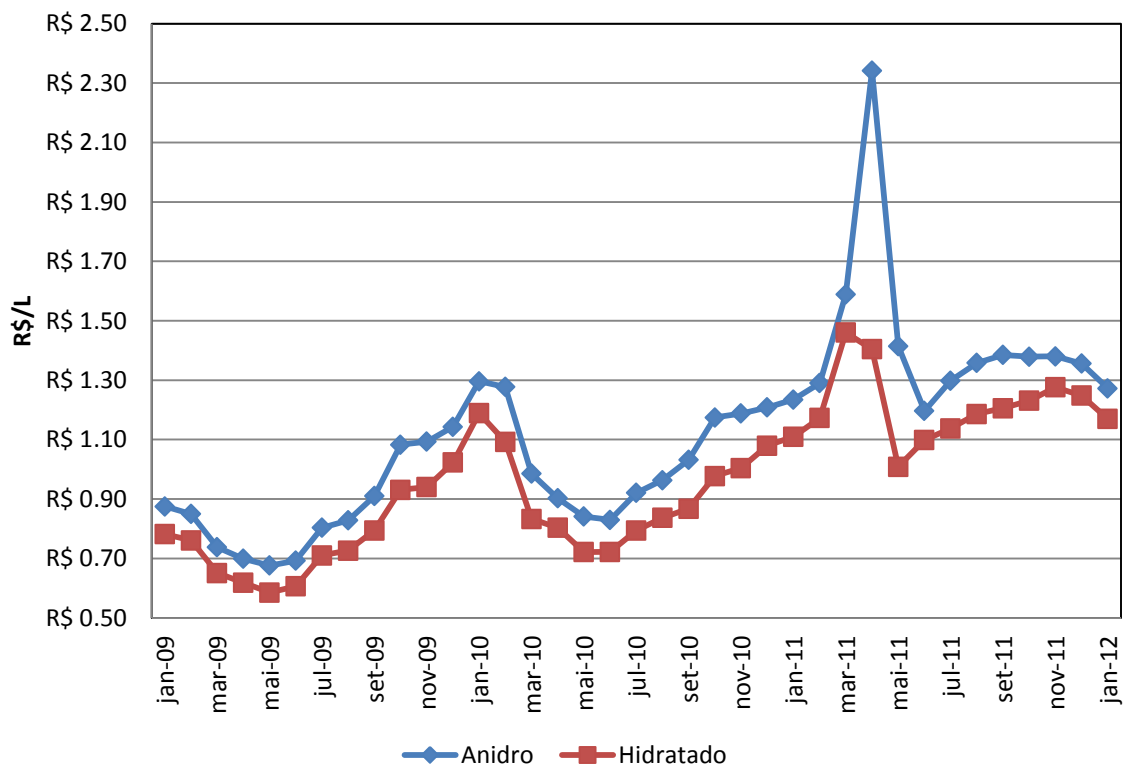


Figura 13. Preços nominais praticados do etanol anidro e hidratado.

Pode-se verificar na Figura 13 que nesses meses, o preço do etanol é maior que os praticados no restante do ano. Também nota-se que os preços do etanol anidro estão sempre acima do hidratado. Isso porque o anidro possui um grau alcoólico maior que o hidratado, custo maior de produção e, portanto, se faz necessário um maior preço de venda.

Sabendo disso é interessante que o milho utilizado na planta flex seja comprado no período da safrinha e o álcool produzido, vendido durante a entressafra de cana, garantindo assim um menor custo de matéria prima e uma receita maior.

Outra análise interessante a se fazer é utilizar os preços já realizados de etanol e de milho nos estados do MT e SP e verificar se o projeto seria viável. A Figura 14 mostra o resultado dessa análise.

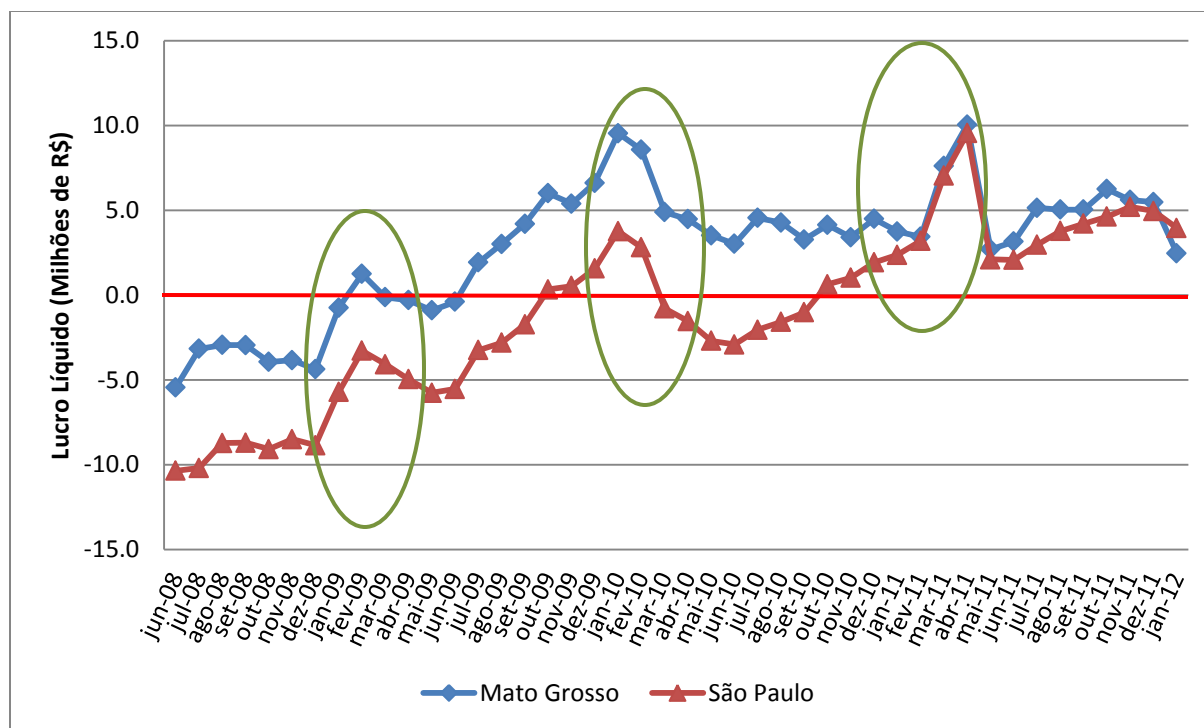


Figura 14. Avaliação da lucratividade com preços realizados em SP e MT.

Nota-se pela Figura 14 que a lucratividade em São Paulo seria bem menor que a encontrada no estado do Mato Grosso. Pode-se observar também que no estado de São Paulo os valores de lucro acontecem menos vezes que no MT. Os círculos na Figura demonstram o período de entressafra da cana que seria o período mais indicado para a venda do etanol de milho. Se uma planta flex já tivesse sido montada em junho de 2008, a planta teria tido prejuízo no primeiro ano de operação, mas teria se recuperado consideravelmente nos anos de 2010 e 2011.

Dessa maneira, pode-se comprovar que seria mais vantajoso uma planta flex se localizar no Centro-Oeste do país, mais especificamente, no estado do Mato Grosso.

6. CONCLUSÃO

Através do presente estudo, pode-se verificar que um projeto de planta flex é tecnicamente viável considerando uma adaptação de uma planta produtora de etanol de cana em uma produtora de etanol de milho no período da entressafra de cana ou 120 dias no caso aqui estudado. Viu-se também que as adaptações necessárias no

processo para obter etanol de milho não são tão grandes e que se pode ter um retorno financeiro atrativo com a produção extra de etanol.

Constatou-se que o projeto além de tecnicamente viável, também é economicamente atrativo visto que o tempo de retorno do projeto é de apenas 3,6 anos. Muitos projetos são considerados atrativos com tempo de retorno de 10 anos. A taxa de retorno também é muito atrativa sendo igual a 24%. Muitos projetos com taxa de retorno de 5% já são executados.

Conferiu-se também que os preços de milho no Centro-Oeste do Brasil são mais atrativos para se montar um projeto de plantas flex do que no estado de São Paulo. Outras vantagens também verificadas nesse estudo é que a produção de etanol de milho resulta em um subproduto de valor no mercado e que ele tem grande peso no balanço econômico do projeto.

Garantir que as vantagens de se ter uma fonte de energia para utilizar no período de entressafra e que o preço do milho na região seja favorável são grandes fatores para que se tenha sucesso em uma empreitada dessas.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Alfa Laval. **Indústrias Aalborg**. Disponível na Internet. <http://www.aalborg-industries.com.br/downloads/poder-calorifico-inf.pdf>. Acesso 15set2011.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. **O etanol combustível**. Disponível na Internet. <http://www.anp.gov.br>. Acesso 18jun2011.

Antonio Gasparetto Junior. **ProÁlcool**. Disponível na internet. <http://www.infoescola.com/combustiveis/proalcool/>. Acesso em 24out2012

Arouca, Maurício Cardoso. **Fontes Renováveis e Alternativas de Energéticas**. Disponível na Internet. www.forumdeenergia.com.br/nukleo/pub/levantamento_fermentacao_etanol.ppt. Acesso 19jun2011.

AutomotiveBusiness. **Etanol celulósico produzido em escala comercial**. Disponível na Internet. <http://www.automotivebusiness.com.br>. Acesso 19jun2011.

BNDES – Banco Nacional de Desenvolvimento e CGEE – Centro de Gestão e Estudos Estratégicos. **Bioetanol de Cana-de-açúcar. Energia para o Desenvolvimento Sustentável.** 1ª Ed., 2008. Rio de Janeiro, RJ. Disponível na Internet. www.bioetanoldecana.org. Acesso 18jul2011.

Canaoeste – Associação dos plantadores de cana do oeste do Estado de São Paulo. **Etanol: Custo de produção. Disponível na internet.** http://www.canaoeste.com.br/estatisticas/setor_fev2008/etanol_custo_producao.pdf. Acesso 18jun2011.

Empresa de Pesquisa Energética - EPE. **Balanço Energético Nacional – BEN.** Disponível na internet. <http://www.epe.gov.br/Estudos/Paginas/default.aspx?CategorialD=347>. Acesso 2nov2012.

Escola Superior de Agricultura Luiz de Queiroz - ESALQ/USP. Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada – CEPE. Disponível na Internet. <http://cepea.esalq.usp.br/etanol/>. Acesso 17mai2011.

Guia Florestal. **Pinus e Eucalipto.** Disponível na Internet. <http://www.guiaflorestal.com/index.php?pg=lernoticia&cod=181>. Acesso 25ago2011.

INMETRO. **Informações ao consumidor. Açúcar.** Disponível na Internet. <http://www.inmetro.gov.br/consumidor/produtos/acucar.asp>. Acesso 24out2012.

Instituto Mato-grossense de Economia Agropecuária – IMEA. **Boletim Semanal.** Disponível na Internet. <http://www.imea.com.br/>. Acesso 19jun2011.

NAJAFPOUR, G. D. Biochemical Engineering and Biotechnology. First Edition, Elsevier, 2007. 421 p.

Neto, P.C. **Como funciona o programa de álcool no Brasil.** Disponível na Internet. <http://carros.hsw.uol.com.br/programa-alcool-brasil4.htm>. Acesso 18jun2011.

RFA – Renewable Fuels Association. **Ethanol Industry Statistics.** Disponível na Internet. <http://www.ethanolrfa.org/pages/statistics>. Acesso 18jun2011.

Roberto Ferrari Borba. **Carvão Mineral.** Disponível na Internet. www.dnpm.gov.br/assets/galeriadocumento/balancomineral2001/carvao.pdf. Acesso 11out2011.

Rubin, Evelyn. **Everything You Wanted To Know About Ethanol Production But Were Afraid To Ask (ADM, HKI, VSE).** Disponível na internet. <http://seekingalpha.com/article/11431-everything-you-wanted-to-know-about-ethanol-production-but-were-afraid-to-ask-adm-hki-vse>. Acesso 28jul2011

Serquímica. **Fluxograma de Processos.** Disponível na Internet. <http://www.serquimica.com.br>. Acesso 15jul2011

Souza, Liria Alves de. **Produtos da combustão da gasolina.** Disponível na Internet. <http://mundoeducacao.uol.com.br/quimica/produtos-combustao-gasolina.htm>. Acesso 27jul2011.

TORTORA, G. J.; FUNKE, B. R.; CASE, A. L. **Microbiologia.** 8ª edição, 1ª reimpressão, Artmed, Porto Alegre, 2006.
Ingledew, W.M. **The Alcohol Textbook.** 5th edição. Editora Nottingham University Press. Inglaterra, 2009.

Universidade Federal do Paraná. Setor de Tecnologia. **Processos Fermentativos.** Disponível na Internet. <http://www.ebah.com.br/content/ABAAAazq0AJ/processos-fermentativos>. Acesso 13jun2011.

Wald, Matthew L. **U.S. Backs Project to Produce Fuel From Corn Waste.** Disponível na Internet. http://www.nytimes.com/2011/07/07/business/energy-environment/us-backs-plant-to-make-fuel-from-corn-waste.html?_r=1&partner=rss&emc=rss. Acesso 07jul2011.

Weingrill, Nina. **Quais as diferenças entre o álcool de cana e o de milho?** Disponível na Internet. <http://super.abril.com.br/alimentacao/quais-diferencas-alcool-cana-milho-446893.shtml>. Acesso 18jun2011.